N° Ordre...../DGM/FSI/UMBB/2019

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA BOUMERDES

Faculté des Sciences de L'Ingénieur
Département Génie Mécanique

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

En vue de l'obtention du diplôme de **MASTER** en Génie Mécanique

Spécialité

Installations énergétiques et turbomachines

Thème

Intégration optimisée du système de captage de CO_2 dans la centrale a cycle combiné de RAS-DJINET.

Présenté par :

KHELIFATI Somia

KHRAIMECHE Hassiba

Promotrice : M^{me} BRAHIMI.F

Encadré par: M ZAOUI.H

Promotion 2018 - 2019

Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier dieu, notre créateur qui nous offre la vie, et nous a donné la force pour accomplir ce travail.

Notre sincère remerciement va à notre promotrice M^me^ F. BRAHIMI pour son suivi et ses conseils pendant toute la période du projet.

Nos plus vifs remerciements vont à notre encadreur M^r^ H.ZAOUI qui nous a aidés par leurs conseils et orientations précieuses à l'élaboration de ce travail.

Ainsi que l'ensemble des enseignants qui nous ont bien enseigné durant les années de nos études, tous les responsables de la bibliothèque et du centre de calcul.

En fin, nous remercions tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

SOMIA&HASSIBA

Dédicace

A la femme qui a consacré sa vie pour que la mienne soit meilleure, par l'aide et le soutien qu'elle m'a réservé, pour que je puisse continuer mes études,

Ma très chère mère Zinouba.

A mon père qui m'a apporté toute l'aide dont j'avais besoin Djamel.

A mon très cher Frères Omar ,qui m'a encouragé toujours à suivre le chemin du savoir et à et mes soeurs Khaoula et Amina .

A toutes les personnes qui m'ont entouré, encouragé et aidé et surtout mon binôme Hassiba , et Warda ,Aichouche,Mimi et tous les gens qui m'aiment.

SOMIA

Dédicace

Je dédie ce modeste travail :

Aux plus chers de ma vie, la source et la raison de mon existence : MA CHERIE MAMAN que Dieu la protégé.

A mon oncle BELKACEM que je ne remercierais jamais assez pour son inestimable contribution.

A mes très chers frères et sœurs

A mes très chères amies: Somia , Warda , Bochra, Hadjer et tous ceux qui m'ont aimé et qui m'ont respecté.

HASSIBA

Sommaire

Sommaire

Introduction générale 1

Recherche bibliographique sur les systèmes de captage de co_2 3

Chapitre I : Présentation de la nouvelle centrale de RAS-DJINET 7

I.1.Introduction 10

I.2.Description générale de la nouvelle centrale électrique de RAS-DJINET 11

I.2.1. Composants de la turbine à gaz 14

I.2.2.Composants de la chaudière de récupération (HRSG) 14

I.2. 3.Composants de la turbine à vapeur 16

I.2.4.Fonctionnement de la turbine à gaz en mode cycle combiné 17

I.2.5.Fonctionnement de la chaudière de récupération (générateur de vapeur) (HRSG)18

I.2.6. Fonctionnement de la turbine à vapeur en mode cycle combiné 18

Chapitre II : **Etude thermodynamique du cycle combiné 22**

II.1.Cycle Thermodynamique du cycle combiné 22

II.1.1.Cycle de Baryton 22

II.1.2.Cycle de Hirn ou de Rankine 23

II.2.Analyse énergétique du cycle combiné (gaz-vapeur) 25

II.2.1.Premier principe de la thermodynamique 25

II.2.2.Les caractéristiques de fonctionnement de cycle combiné en fonctionnement 100% de charge 26

II.2.3.Étude énergétique de la turbine à gaz 27

II.2.4.Étude énergétique de la chaudière de récupération 32

II.2.5.Étude énergétique de la turbine à vapeur 32

II.2.6.Calculs de la puissance nette et de rendement total 33

II.2.7.Calcul du rendement total 33

II.3.Organigramme 34

II.4.Calcul de la quantité de $\boldsymbol{CO2}$ émis 37

Chapitre III : Etude des procédés de captage du co_2 38

III.1. Emission atmosphériques 38

III.1.1.Etat actuel mondial, national et de la centrale de RAS-DJINET vis-à-vis des émissions 39

III.1.2.Etat actuel national 41

III.1.3.état actuel de la nouvelle centrale de RAS-DJINET 42

III.2.Réduction des émissions de CO2 42

III.3.Système de contrôle du CO_2 44

III.4.Captage –stockage et transport du CO2 45

III.4.1.captage de CO_2 46

III.4.1.1.Captage du CO2 en postcombustion……..... 48

III.4.1.2.Captage du CO2 en précombustion……..... 49

III.4.1.3.Captage du CO2 en oxycombustion……..... 50

III.4.2.Transport du CO_2 52

III.4.3. Stockage géologique du CO_2 53

III.5.Captage postcombustion 54

III.5.1. Absorption 55

III.5.2. Séparation membranaire 58

III.5.3. Adsorption 60

III.5.4. Distillation cryogénique 61

Chapitre IV : Calcul et Interprétation 65

IV.1.centrale à cycle combiné de gaz naturel (NGCC) avec captage par absorption opérant le mono-éthanol amine (MEA) 65

IV.1.1. Schéma de l'installation de captage par absorption 66

IV.1.2. Calcul des dépenses énergétiques de l'installation 67

IV.1.3.calcul des performances de l'installation avec captage 68

IV.2.Centrale à cycle combiné de gaz naturel avec captage par distillation cryogénique70

IV.2.1.schéma de l'installation de captage avec la distillation cryogénique 70

IV.2.2.calcul des dépenses énergétiques de l'installation..... 71

IV.2.3.Calcul des performances de l'installation avec captage 72

IV.3.Centrale à cycle combiné de gaz naturel (NGCC) avec captage séparation membrane 74

IV.3.1.schéma de l'installation de captage avec la séparation membrane..... 74

IV.3.2.calcul des dépenses énergétiques de l'installation..... 74

IV.3.3.calcul des performances de l'installation avec captage 75

IV.4.Analyses comparative..... 77

IV.5.Aspect économique 81

IV.5.1.Les couts de transport du CO_2 captée..... 81

IV.5.2.Le cout de tonne de $\boldsymbol{co2}$ Capté dans l'installation avec captage par absorption85

IV.5.3.Le coût de tonne de $\boldsymbol{co2}$ Capté dans l'installation avec système de captage pardistillation cryogénique..... 85

IV.5.4.Le cout de tonne de $\boldsymbol{co2}$ Captée dans la centrale avec captage par séparation membrane..... 86

Conclusion générale 87

Liste de figure

Chapitre I : Présentation de la nouvelle centrale de RAS-DJINET 7

Figure I.1 : Eléments de base de cycle combiné 7
Figure I.2 : Présentation de couplage thermodynamique en série 8
Figure I.3 : Présentation de couplage thermodynamique en parallèle 8
Figure I.4 : Présentation de couplages thermodynamique série – parallèle 9
Figure I.5: Station thermique de la nouvelle centrale de RAS-DJINET 11
Figure I.6 : Vue en section d'un cycle combiné 11
Figure I.7 : Cycle de fonctionnement de la nouvelle centrale (cycle combiné) de RAS-DJINET 13
Figure I.8 : Composants de la turbine à gaz 14
Figure I.9 : Composants de la chaudière de récupération (HRSG) 16
Figure I.10 : Vue en coupe d'une turbine à vapeur 17
Figure I.11 : Schéma de turbine à gaz en mode cycle combiné 18
Figure I.12 : Refroidissement par film 21

Chapitre II : Etude thermodynamique du cycle combiné 22

Figure II.1: Cycle thermodynamique T-S d'une turbine à gaz simple 22
Figure II.2 : Cycle de Rankine 23
Figure II.3 : Organigramme de calcul. 34

Chapitre III : Etude des procédés de captage du co_2 38

Figure III.1:les principaux gaz à effet de serre 39
Figure III.2: variation des émissions mondiales de CO2 anthropique de 2014/2018 40
Figure III.3: émissions de CO2 (tonne métrique) en Algérie 41
Figure III.4: variation de % de CO2 par second dans la nouvelle centrale de RAS-DJINET42
Figure III.5:Stratégies de réduction des émissions de GES 43
Figure III.6 : différents voies de la réduction des émissions 43
Figure III.7 : Appareil de mesure des émissions 44

Figure III.8 : Synoptique du captage et stockage du CO2 46
Figure III.9 : La chaîne captage, transport et stockage du CO2 47
Figure III.10: Les trois voies de captage du CO2 48
Figure III.11 : Captage du CO2 en postcombustion 49
Figure III.12 : captage du CO2 en précombustion 49
Figure III.13 : Schéma de principe du cycle O2/CO2 (oxycombustion) appliqué à un cycle combiné 50
Figure III.14: captage du CO2 par oxycombustion 50
Figure III.15 : Schématisation des procédés de captage du CO2 par post- pré- et oxycombustion 51
Figure III.16:un vrai bilan de CO2 52
Figure III.17 : différentes technologies et procédés de captage 55
Figure III.18 : Schéma de principe d'un procédé de capture du CO2 par absorption chimique 56
Figure III.19 : Schéma de principe d'un procédé de capture du CO2 par absorption physique 57
Figure III.20:Schéma de la cartouche de séparation des gaz 58
Figure III.21 : schéma de principe simplifie d'un procédé membranaire de capter le CO2 59
Figure III.22: la réaction d'adsorption et la réaction inverse de désorption 60
Figure III.23: Principe de procède par adsorption de CO2 61
Figure III.24: Principe de procède par distillation cryogénique de CO2 62
Figure III.25: récupération de CO2 à partir de la distillation cryogénique 63

Chapitre IV : Calcul et Interprétation 65

Figure IV.1: Schéma de processus d'une centrale NGCC utilisant la configuration de captage par absorption 65
Figure IV.2: Besoins énergétique dans une installation de captage par absorption opérant à la MEA 66
Figure IV.3 : Schéma de principe de fonctionnement du captage par distillation cryogénique 70
Figure IV.4 : Procédé à membrane en une étape avec compression de l'alimentation 74
Figure IV.5: Rendements des différentes installations (sans et avec captage) 78
Figure IV.6: Carburant consommée des différentes installations (sans et avec captage) ... 78

Figure IV.7: Carburant consommée des différentes installations (sans et avec captage) ... 79
Figure IV.8 : Le CO2 généré et capté, émis par chaque procédé 79
Figure IV.9: Le CO2 généré, et capté, émis par chaque procédé 80

Liste de tableau

Chapitre II : Etude thermodynamique du cycle combiné 22

Tableau II.1: chaleur spécifique de l'air. 28
Tableau II.2: les caractéristiques chimiques de gaz combustible. 29
Tableau II.3 : les différents états thermodynamique de cycle. 35
Tableau II.4 : les puissances de chaque élément de cycle combiné. 36
Tableau II.5 : le résultat final de cycle combiné. 36

Chapitre III : Etude des procédés de captage du co_2 38

Tableaux III.1 : les avantages et les inconvénients des chaque procédés 64

Chapitre IV : Calcul et Interprétation 65

Tableau IV.1 : Puissances de l'installation de captage par absorption. 68
Tableau IV.2 : les puissances de l'installation de captage par distillation cryogénique. 72
Tableau IV.3 : les puissances de l'installation de captage avec la séparation membrane... 75
Tableau IV.4 : Comparaison des installations sans et avec captage 77
Tableau IV.5: le cout de captage des trois installations 86

Nomenclature

η_{isc}	Rendement isentropique du compresseur	[%]
η_{ist}	Rendement isentropique de la turbine de détente	[%]
η_{cc}	Rendement de la chambre de la combustion	[%]
η_{mt}	Rendement mécanique de la turbine de détente	[%]
η_{pex}	Rendement mécanique de la pompe d'extraction	[%]
η_{mc}	Rendement mécanique du compresseur	[%]
Γ	Coefficient isentropique (Coefficient poly tropique) moyen de l'air	-
$\gamma_{mél}$	Coefficient isentropique moyen du mélange (air + gaz)	-
Q_C	Débit de combustible	[kg/s]
Q_{air}	Débit massique d'air	[kg/s]
d	Dosage est le rapport entre le débit de combustible et le débit de l'air	[-]
r	Constante des gaz parfait par unité de la masse	[kJ/kg.K]
R	Constantedes gaz parfait.	[J/mol.k]
τ	Rapport de compression	[-]
C_{Pv}	Chaleur spécifique de vapeur	[KJ/kg.K]
Q_{THP}	Débit de vapeur de turbine haute pression	[kg/s]
Q_{TMP}	Débit de vapeur de turbine moyenne pression	[kg/s]
Q_{TBP}	Débit de vapeur de turbine basse pression	[kg/s]
Qv	Débit volumique	[kg/m^3]
Qva	Débit volumique d'air	[kg/m^3]
Q_{cd}	Débit de vapeur du condenseur	[kg/s]
T_A	Température à l'admission de compresseur	[K]
P_a	Pression d'air ambiant	[bar]
T_D	Température de gaz d'échappement	[K]
P_{asp}	Pression d'aspiration de compresseur	[Pa]

Patm	Pression atmosphérique	[Pa]
ΔPa	Pertes de pression à l'aspiration du compresseur de la turbine à gaz	[Pa]
P1	Pression d'entrée de compresseur	[Pa]
ΔP_{Comb}	Pertes dans la chambre de combustion	[Pa]
T_{HP}	Température de turbine à vapeur haute pression	[K]
P_{HP}	Pression de turbine à vapeur haute pression	[Ps]
T_{MP}	Température de turbine à vapeur moyenne pression	[K]
P_{MP}	Pression de turbine à vapeur moyenne pression	[Pa]
T_{BP}	Température de turbine à vapeur basse pression	[K]
P_{BP}	Pression de turbine à vapeur basse pression	[Pa]
T_{Cd}	Température de condenseur	[K]
P_{Cd}	Pression de condenseur	[Pa]
ρ_1	Masse volumique de l'air après refroidissement	[kg/m³]
Cp_a	Chaleur spécifique moyenne de l'air	[kJ/kg.K]
$Wis\ c$	Travail isentropique de compresseur	[kJ/kg]
Wc	Travail réel du compresseur	[kJ/kg]
P_C	Puissance du compresseur	[mW]
Cp_{gaz}	Chaleur spécifique de gaz	[kJ/kg.k]
$Cp_{mél}$	Chaleur spécifique de mélange	[kJ/Kg.k]
γ_{gaz}	Coefficient isentropique de gaz	[-]
M_{gaz}	Masse molaire de gaz	[g/mol]
ρ	Masse volumique	[kg/m^3]
$Q_{c\,c}$	Quantité de chaleur dégagée par la chambre de combustion	[kJ/kg]
P_{cc}	Puissance de chambre de combustion	[MW]
τ	Taux de détente (P_3/P_4)	[-]

$W_{is\,T}$	Travail idéal (isentropique) de la turbine	[kJ/kg]
W_T	Travail réel de la turbine	[kJ/kg]
P_T	Puissance de la turbine	[MW]
$W_{utile\,TG}$	Travail utile de turbine à gaz	[KJ/Kg]
$P_{utile\,TG}$	Puissance utile de turbine à gaz	[MW]
$\eta_{g\,T\grave{a}G}$	Rendement global de la turbine à gaz	[%]
P_{THP}	Puissance de turbine à vapeur haut pression	[MW]
P_{TMP}	Puissance de turbine à vapeur moyenne pression	[MW]
P_{TBP}	Puissance de turbine à vapeur basse pression	[MW]
$\mathcal{P}_{HP}$	Puissance de pompe alimentaire haut pression	[MW]
$\mathcal{P}_{MP}$	Puissance de pompe alimentaire moyenne pression	[MW]
$\mathcal{P}_{BP}$	Puissance de pompe alimentaire basse pression	[MW]
$\mathcal{P}_{ex}$	Puissance de pompe d'extraction	[MW]
$P_{utile\,CV}$	Puissance utile de cycle à vapeur	[MW]
W_{net}	Travaille net de notre cycle à vapeur	[kJ/kg]
$\eta_{g\,T\grave{a}\,V}$	Rendement global de cycle à vapeur	[%]
Q_{Ch}	Quantité de chaleur reçue par la chaudière de récupération	[kJ/kg]
$Q_{Ch\ cd}$	Quantité de chaleur cédée du condenseur	[kJ/kg]
$\eta_{th\,CV}$	Rendement thermodynamique de cycle à vapeur	[%]
P_{TOT}	Puissance nette de cycle combiné	[MW]
$P_{utile\,CV}$	Puissance utile de turbine à vapeur	[MW]
$P_{utile\,TG}$	Puissance utile de turbine à gaz	[MW]
η_{cc}	Rendement de cycle combiné	[%]
m_{CO2}	Masse de $CO2$ émis	[kg/s]
$\mathfrak{y}_{CO2}$	Émissions de CO2 exprimées par unité de masse de carburant.	

C	Teneur en masse de carbone dans le carburant.	
m_f	Consommation de carburant en masse (débit massique)	[kg/s]
Pu	Energie utile produite par le système	[MW]
H	Efficacité du système, basée sur le pouvoir calorifique inférieur du carburant	[%]
τ_c	Taux de captage	[-]
$\eta_{c\ disti\ co2}$	Rendement de l'installation avec captage de CO2 par distillation cryogénique	[%]
$\eta_{c\ abso\ co2}$	Rendement de l'installation avec captage de CO2 par absorption.	[%]
$\eta_{c\ sép\ co2}$	Rendement de l'installation avec captage de CO2 par séparation membrane.	[%]
$P_{cal\ co2}$	Puissance calorifique de l'installation de captage de CO2	[MW]
$P_{méc\ co2}$	Puissance calorifique de l'installation de captage de CO2	[MW]
λ	Efficacité de captage.	[%]

Abréviations

CC	Cycle combiné.
HRSG	Chaudière de récupération de vapeur (Heat Recovery Stream Generator).
T	Température.
P	Pompe
TAG	Turbine à gaz simple.
TAV	Turbine à vapeur.
HP	Haut pression
MP	Moyenne pression
BP	Basse pression
P	Puissance.
Q	Quantité de chaleur

W	Travail.
Is	Isentropique
U	Utile.
Cal	Calorifique
a	Air.
g	Gaz
mél	Mélange.
al	Alimentaire
ex	Extraction

Introduction Générale

Introduction générale

Pour répondre à la consommation croissante d'électricité il a fallu construire de nouvelles centrales électriques et améliorer d'autres existantes pour atteindre des efficacités élevées. Les concepteurs d'installations recherchaient des efficacités par :

- Faire progresser les paramètres thermodynamiques de base tels que la température d'entrée de la turbine et le taux de compression.
- Utilisation de meilleurs matériaux capables de résister à des températures élevées.
- Introduction de fonctionnalités supplémentaires telles que la récupération, le refroidissement intermédiaire, le réchauffage, l'injection d'eau tec…

Mais pour les centrales électriques, l'efficacité thermique n'est pas la seule mesure de performance d'une installation. Le coût de l'électricité produite est un critère crucial dans le cadre économique global. Ce coût ne dépend pas seulement du rendement thermique et des coûts d'investissement mais aussi d'un autre facteur qui est récemment devenu important qui est la production des gaz, à effet de serre, principalement le dioxyde de carbone, qui contribuent au réchauffement planétaire.

De nombreux pays envisagent maintenant l'imposition de taxes spéciales sur le CO_2 produit par une centrale électrique, ce qui peut avoir une incidence défavorable sur l'économie.

Les concepteurs d'installations ont maintenant trois objectifs qui qualifient les critères d'optimisation d'un système énergétique donné:

- Haut rendement
- Faible coût
- Faible quantité de dioxyde de carbone rejeté dans l'atmosphère

Ces critères peuvent être représentés sous forme de triangle comme le montre la figure 1.

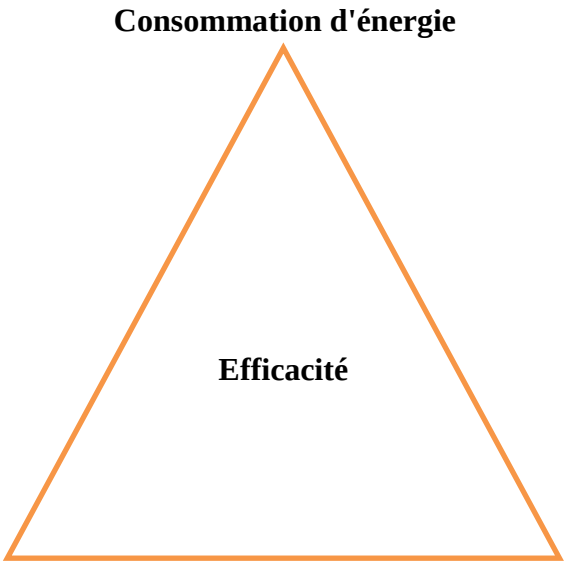


Figure : Triangle des critères d'optimisation d'un système énergétique [1].

La faible quantité de CO_2 rejeté dans l'atmosphère peut être assurée soit par réduction de production soit par séquestration du CO_2. Cette dernière implique l'introduction d'équipements supplémentaires.

L'objectif de notre travail est de dresser un état des lieux concernant la séquestration du CO_2 et principalement les procédés et les techniques de captage du CO_2 et d'évaluer par la suite leurs potentiels d'adaptation à une centrale de cycle combiné existante qui est la centrale de RAS-DJINET.

Pour mener à bien notre travail nous avons organisé notre mémoire comme suite :

Nous avons tout d'abord établi une recherche bibliographique où nous avons présenté différents travaux et projets portant sur le captage du CO_2. Cette recherche a été suivie par les chapitres suivants :

Chapitre I : dans lequel nous présentons la nouvelle centrale de cycle combiné de RAS-DJINET qui constitue notre cas d'application.

Chapitre II : réservé à l'établissement du bilan énergétique de l'installation.

Chapitre III : où nous présentons le procédé de séquestration du CO_2 et principalement les différents moyens pouvant être utilisés pour le captage du CO_2.

Chapitre IV : regroupe les différents résultats, interprétations et propositions issues de cette étude.

On termine notre mémoire par une conclusion générale.

Recherche Bibliographique sur les systèmes de captage de co_2

Le captage et le stockage de CO2 sont expérimentés industriellement depuis le milieu des années 90. Plus de la moitié des projets ont en priorité l'objectif de stocker du CO2.

D'autres sont destinés à la récupération assistée de pétrole ou à la production de méthane dans les veines à charbon, mais ils contribuent aussi à la réduction des émissions de CO2.

Ces opérations s'appliquent dans différents secteurs.

Les études

- Des études très détaillées sont présentées dans les ouvrages de Ruthven (1984), Ruthven et al. (1994), Yang (1997) et Do (1998). Pour chaque procédé, un état de l'art des études liées avec le captage du CO2 est présenté.
- Depuis le milieu des années 2000, les industries émettrices de grandes quantités de CO2 comme les compagnies de production d'électricité s'intéressent aux technologies de captage et de stockage de CO2. Plusieurs projets sont en cours de développement en particulier pour capter le CO2 issu des centrales thermiques à charbon.
- En 2001, Wilkinson et al, ont proposé un autre schéma de séparation du CO2, similaire au précédent (Figure 16). Ils compressent les fumées jusqu'à 3,4 MPa et les déshydratent complètement pour éviter la formation de cristaux dans le procédé frigorifique. Elles passent alors dans un premier échangeur à contre-courant avec les gaz non condensables, qui vont être rejetés à l'atmosphère, et les flux enrichis en CO2 sortant des deux séparateurs gaz-liquide [1]
- En 2007, Aroonwilas et Veawab, ont étudié l'intégration de plusieurs procédés de captage postcombustion dans une central CP supercritique. Les auteurs ont comparé trois types de solvants : un à base de MEA et deux autres utilisant un mélange d'amines MEA-MDEA. Ils ont aussi regardé deux configurations du procédé de captage : le premier procédé est conventionnel et le deuxième, plus évolué, est basé sur une régénération partielle du solvant qui est alors réintroduit au milieu de la colonne d'absorption [1].
- En Davison, qui s'est basé sur le travail de l'International énergie Agency (IEA), a présenté l'impact du captage du CO2 sur une centrale NGCC convertie pour un fonctionnement en oxy-combustion. L'auteur a considéré qu'une pureté de 95 mol.% du flux d'oxygène correspondait au cas optimal entre la production d'oxygène et la séparation du CO2 des fumées. 94% des fumées sont recyclées vers la TAC. Le reste est envoyé dans un procédé frigorifique où les gaz non-condensables sont retirés. La concentration du CO2 passe de 88,3 mol.% à 95,9 mol.% après séparation [1].
- En 2007 Davison a évalué deux procédés de captage postcombustion sur une centrale CP supercritique et une centrale NGCC (Tableau 7). Le premier procédé est du type Econamine Fluor FG+, une version améliorée du procédé Econamine de Fluor Daniel, permettant de diminuer la chaleur de régénération et le second procédé utilise le procédé commercialisé par Mitsubishi Heavy Industries (MHI) utilisant le solvant KS-1[1].
- En 2008 D'autres études ont porté sur l'utilisation de mélanges d'amines primaires, secondaires et tertiaires. Lee *et al.* ont utilisé une unité d'absorption pour capter 2 t.j-1 de CO2 à l'aide de la MEA et de mélanges d'amines.

- En 2009, Favre *et al.* ont travaillé sur la séparation de CO2 présent dans des fumées venant d'une oxy-combustion. Avec une membrane, ils obtiennent une pureté et un taux de captage supérieurs à 90%.
- En 2009, Mc Larnon et Duncan (Power span Corp) [2] [55] ont déclaré que leur essais réalisés à l'échelle du laboratoire démontraient une efficacité de capture élevée du CO2 et permettaient d'évaluer l'énergie nécessaire à la régénération de la solution ammoniacale à une valeur aussi basse que 1,15 GJ/t-CO2 captée [3].
- En 2010 Freeman *et al ;* ont étudié l'absorption de CO2 des fumées en utilisant de la pipérazine aqueuse. Ils ont remarqué que la dégradation du solvant en captant leCO2 était négligeable en-dessous de 150°C.
- En 2010 Tuinier *et al.* ont développé un procédé de captage de CO2 cryogénique utilisant des lits à garnissages.
- En 2010 ; Brunetti *et al.* présentent un listing des matériaux polymères pouvant être utilisés pour le captage deCO2 en postcombustion.
- En 2012, Merkel *et al.* Pour la séparation du CO2 contenu dans les effluents de centrale, il faut que le gaz soit refroidi pour ne pas altérer la membrane. Elles sont intéressantes pour la séparation CO2/H2 que l'on retrouve dans les schémas de précombustion. Leur utilisation pour le captage de CO2 dans une centrale IGCC est évoquée.
- En 2012, Favre et Svend en, et; Bounaceur *et al.*et en 2013 Chabanon *et al.* L'application de ces membranes au captage de CO2 et la comparaison avec l'absorption font l'objet de nombreuses études notamment au Laboratoire Réactions et Génie des Procédés de Nancy.

Les travaux réalisés

En 1997, le protocole de Kyoto a été signé par 184 pays. Il s'ajoute à la Convention-Cadre des Nations Unis sur le changement climatique et a pour but de faire baisser les émissions de GES pour les pays signataires. Seulement, pour l'instant, les émissions mondiales de GES n'ont pas diminuées. Les émissions de GES continuent à s'accumuler dans l'atmosphère et le rythme semble également s'accélérer. Cela serait dû à l'expansion économique de la Chine d'une part, à «l'American way of life» d'autre part4. D'autres pays ont également suivi, dans une moindre mesure, en termes de consommation énergétique par habitant.

- Dès 1996, le captage a été réalisé sur le site gazier de Sleipner, en mer du Nord. En effet le gaz naturel extrait contient parfois une part de CO_2 gênante pour la liquéfaction ou la commercialisation. Celle-ci est alors séparée du gaz naturel et réinjectée dans le sous-sol. Selon l'AIE, 17 millions de tonnes ont été ainsi réinjectées depuis 1996 dans une nappe aquifère sous la mer.
- En 1996 sur le site de la société norvégienne Statoil de Sleipner en mer du Nord, un million de tonnes de CO2 par an sont stockées dans un aquifère à 1000 mètres sous le fond de la mer. Du gaz naturel contenant 4 à 10%vol de CO2 est exploité sur ce site, une unité d'absorption avec de la MEA permet de séparer ce CO2 qui est ensuite injecté dans l'aquifère..
- Depuis le milieu des années 2000, les industries émettrices de grandes quantités de CO2 comme les compagnies de production d'électricité s'intéressent aux technologies de captage

et de stockage de CO2. Plusieurs projets sont en cours de développement en particulier pour capter le CO2 issu des centrales thermiques à charbon.

- En 2001, un programme de recherche international a été mis en place pour étudier comment une opération de récupération assistée de pétrole par injection de CO2 peut être mise à profit pour stocker à long terme une quantité importante de CO2. Un pipeline de 330 km achemine le CO2 provenant d'une unité de gazéification du charbon situé dans le Dakota du Nord aux Etats-Unis jusqu'au site de récupération de pétrole de Weyburn au Canada. L'injection de 1,8 millions de tonnes de CO2 par an pendant 15 ans (2001 à 2016) permettrait de stocker 20 millions de tonnes de CO2 en produisant 130 millions de barils de pétrole supplémentaires.[4]
- En Allemagne, le groupe suédois Vattenfall a construit de 2006 à 2008 une centrale thermique pilote de 30 MW qui n'émet pas de CO2. Une unité de captage du CO2 par oxycombustion a été incorporée. Le CO2 récupéré est ensuite liquéfié et stocké sous terre.
- Le 15 mars 2006 a été inauguré le pilote industriel de captage du CO2 du projet Castor, coordonné par l'IFP et financé par la Commission européenne (6è PCRD), sur le site de la centrale d'Esbjerg (Danemark) opérée par Elsam. Il s'agit de la première installation au monde permettant de capter le CO2 sur les fumées d'une centrale thermique au charbon.
- En 2006 Davison, qui s'est basé sur le travail de l'International Energie Agency (IEA), a présenté l'impact du captage du CO2 sur une centrale NGCC convertie pour un fonctionnement en oxy-combustion. L'auteur a considéré qu'une pureté de 95 mol.% du flux d'oxygène correspondait au cas optimal entre la production d'oxygène et la séparation du CO2 des fumées. 94% des fumées sont recyclées vers la TAC. Le reste est envoyé dans un procédé frigorifique où les gaz non-condensables sont retirés. La concentration du CO2 passe de 88,3 mol.% à 95,9 mol.% après séparation [1] .
- En 2009, Majchrowicz *et al.*ont déclaré que le solvant présente l'avantage d'être stable en comparaison avec la MEA et d'avoir la même capacité de captage en CO2. Mais l'énergie nécessaire à la régénération reste élevée (Majchrowicz *et al.*2009).
- En janvier 2010, une unité pilote de captage de CO2 par oxycombustion et de stockage a été démarrée dans le bassin de Lacq par la société Total. Une unité cryogénique permet de récupérer l'O2 pur contenu dans l'air. Le CO2 pur est ensuite acheminé par gazoduc jusqu'à un ancien puits de gaz naturel à 4500 m de profondeur où il est stocké [4].
- En 2014, le captage a été appliqué sur la centrale à charbon de Boundary Dam, dans la province du Saskatchewan au Canada. Le C_{O2} est réinjecté dans des puits de pétrole proches pour en augmenter le potentiel de production *(Enhancedoilrecovery* – EO*R* – ou Récupération assistée de pétrole). Cette réutilisation du C_{O2} est intéressante pour assurer la rentabilité des opérations. En effet, pour réaliser le captage, un tiers de l'énergie de la centrale est généralement utilisé. La revente du C_{O2} permet de compenser en partie le manque à gagner. Cependant, cette pratique de l'EOR ne permettra pas, selon les experts, de stocker plus de 10 % des quantités nécessaires.
- En 2015, l'Arabie saoudite a engagé une récupération de CO_2 dans ses unités de traitement du gaz naturel liquéfié à Uthmaniyah.
- À partir de 2016, des opérations ont été réalisées à partir d'installations industrielles fortement émettrices, comme les cimenteries ou les aciéries. À Abu Dhabi, la société Emirates Steel a lancé un projet qui permet de capter par an 800 000 tonnes de CO_2 émis lors du processus de fabrication de l'acier. Celui-ci est comprimé et envoyé vers un champ pétrolier à 50 km. Pour

la première fois dans le domaine de la bioénergie, un projet près de Chicago, aux États-Unis, applique cette technique à une usine de transformation de maïs en éthanol.

- Début 2017, la plus grande installation appliquée à une centrale thermique à charbon a été inaugurée au Texas. L'opération Texas Petra Nova[2] permet de capter plus d'1,5 $MtCO_2$ émise annuellement par cette centrale. Le dioxyde de carbone est là aussi injecté dans les puits de pétrole proches du gisement de West Ranch. Selon les promoteurs du projet, la production du pétrole pourrait être multipliée par 50 (de 300 à 15 000 barils par jour) grâce à la pression plus forte assurée par l'injection du CO_2.[5]

Chapitre I
Présentation de la nouvelle centrale de RAS-DJINET

I.1.Introduction

Les niveaux de température des gaz d'échappement des turbines à gaz sont de l'ordre de grandeur maximale des températures des installations motrices à vapeur.

Le principe de cycle combine est de récupérer l'enthalpie des gaz d'échappement de la turbine par le biais d'une chaudière de récupération alimentant un cycle de vapeur ; cette constatation est à l'origine du couplage entre les cycles de JOULE (et dérivés) et de RANKINE (et dérivés) qui donne lieu à ce qu'il est convenu d'appeler des cycles combinées (Figure I.1).

Un tel cycle combiné est particulièrement adapté aux cycles à combustion car il peut tirer l »avantage de la température et il valorise dans des bonnes conditions la chaleur rejetée par le cycle de JOULE.

D'un point de vue thermodynamique, le seul éliment nouveau de cycle combiné est le couplage par l'intermédiaire d'une récupération, de la source chaude du cycle à vapeur et de la source froide du cycle de JOULE. Dans la mesure, on ne peut pas représenter un cycle combiné dans un diagramme, néanmoins, il est possible de superposer de façon imagée, les deux cycles [1][2].

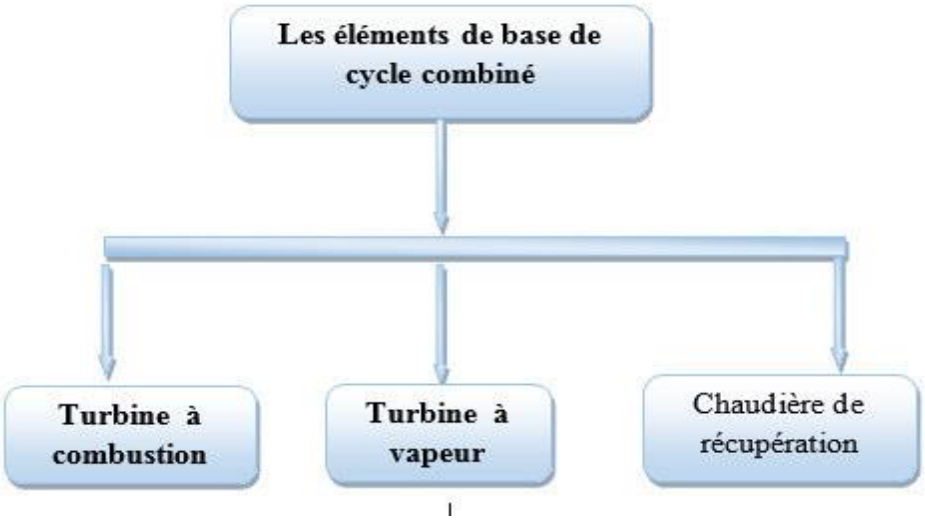


Figure I.1 : Eléments de base de cycle combiné [6].

Les cycles combinés peuvent se présenter selon deux configurations single-shaft (en série) ou multi-shaft (en parallèle) et mix (série-parallèle).

- Un cycle combiné single-shaft est constitué d'une seule turbine à gaz, d'une seule chaudière de récupération qui alimente une turbine à vapeur et d'un unique alternateur dimensionné pour les deux turbines (figure I.2).

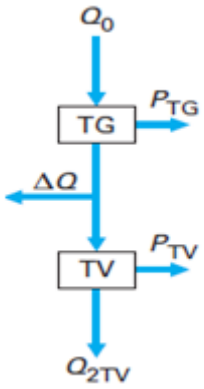


Figure I.2 : Présentation de couplage thermodynamique en série[4].

La configuration single-shaft se caractérise par le fait que les équipements : turbine à gaz, alternateur et turbine à vapeur, sont agencés selon une disposition longitudinale, pour ne constituer qu'une seule ligne d'arbre.

- Un cycle combiné multi-shaft est constitué d'une ou plusieurs turbines à gaz, d'une chaudière de récupération pour chaque turbine à gaz ou d'une chaudière commune à toutes les turbines à gaz, d'une turbine à vapeur et d'un alternateur pour chaque turbine (figure I.3).

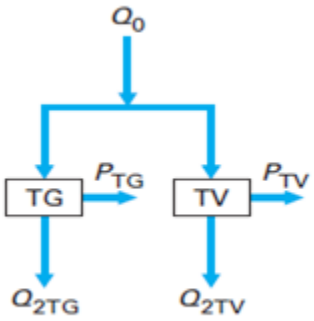


Figure I.3 : Présentation de couplage thermodynamique en parallèle [4].

La configuration multi-shaft se caractérise par le fait que les équipements turbo-alternateurs à gaz à vapeur peuvent être agencés selon la forme du site.

- Cycles « série - parallèle » : dans ce cas, une partie de l'énergie primaire parcourt entièrement la cascade thermodynamique, le reste étant introduit directement dans le cycle de la vapeur figure I.4.

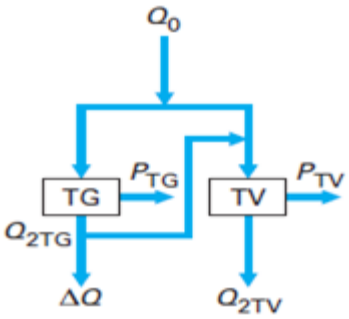


Figure I.4 : Présentation de couplages thermodynamique série – parallèle [4].

Dans les centrales en cycle combiné qui étaient les moyens privilégiés pour répondre à la charge de base, la configuration en single shaft était la plus adéquate puisque son exploitation était plus simple et plus économique.
Avec l'abondance de capacités de production atteintes et pouvant être plus importantes avec l'ouverture du marché de l'électricité, cette configuration peut s'avérer inadaptée.
La souplesse d'exploitation d'un cycle combiné de type single shaft étant limitée, les constructeurs de machines ont œuvré pour l'amélioration de cette souplesse, notamment, en adjoignant des équipements pouvant rendre indépendant le fonctionnement des turbo-alternateurs. Ainsi, les cycles single shaft ont été équipés de systèmes d'embrayage qui permettent l'exploitation de Turbo-alternateurs à gaz en cycle simple. La vapeur est alors dirigée directement vers le condenseur par le systèmede contournement.

Dans les cycles combinés de type multi-shaft, la modulation de la puissance peut s'opérer par l'arrêt de la turbine à vapeur dans un premier temps et être suivie d'une baisse de la charge de la turbine à gaz jusqu'au minimum technique possible. Ce mode de fonctionnement est approprié pour la gestion du creux. Cette modulation est d'autant plus grande pour un multi-shaft comprenant plusieurs turbines à gaz que l'arrêt d'une turbine à gaz au lieu d'une turbine à vapeur offre l'avantage de ne pas dégrader le rendement thermique. De plus, l'échelonnement dans la construction permet la mise en service des groupes turbines à gaz avant l'achèvement des cycles à vapeur.

En Algérie, le parc de production dispose actuellement de deux centrales de type cycle combiné en exploitation.
L'introduction de ces centrales dans un parc constitué quasi-exclusivement de turbines à vapeur et de turbines à gaz a, indéniablement, contribué à réduire les quantités de gaz dédiées à la production de l'électricité [4].

La nouvelle centrale de RAS-DJINET est utilisée selon la configurationsingle-shaft figure I.2

I.2.Description générale de la nouvelle centrale électrique de RAS-DJINET

La centrale de RAS-DJINET se compose principalement de trois (3) modules de centrale électrique à cycle combiné à arbre-simple, ainsi que les systèmes qui supportent l'équilibre de la centrale. Chaque module a une turbine à gaz (modèle : SIEMENS SGT5-4000F), une chaudière de récupération (HRSG) associé, une turbine à vapeur (Modèle : SIEMENS SST5-3000 H-IL) et un générateur commun refroidi par hydrogène (Modèle : SIEMENS SGEN 5-2000 H) situé sur le même arbre entre la turbine à gaz (GT) et la turbine à vapeur (ST).

Les turbines à gaz sont conçues pour bruler le gaz naturel comme le combustible de base et le carburant diesel comme le combustible de secours [3].

Figure I.5: Station thermique de la nouvelle centrale de RAS-DJINET[3].

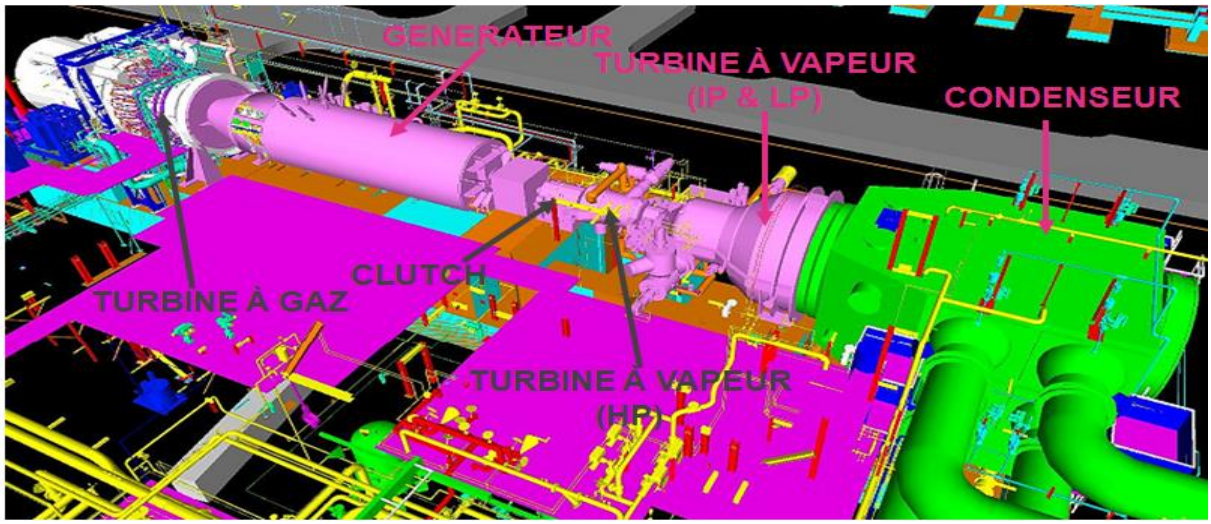


Figure I.6 : Vue en section d'un cycle combiné [3].

Les principaux composants mécaniques du cycle combiné de la nouvelle centrale de RAS-DJINET sont (figure I.7) :

- Turbine à gaz
- Générateur de vapeur à récupération de chaleur (HRSG)
- Turbine à vapeur
- Vannes de by-pass HP, IP et LP
- Système d'air comprimé
- Pompes d'eau d'alimentation de la chaudière (BFP)
- Pompes d'extraction de condensat (CEP)
- Condenseur
- Gland Stream Condenser (GSC)
- Éjecteur d'air à jet de vapeur
- Chaudière auxiliaire
- Pompes de circulation d'eau
- Pompes d'alimentation usine de dessalement
- Pompes d'eau de refroidissement déminéralisée
- Échangeur de chaleur CCW (Type de plaque)
- Station d'alimentation en gaz naturel
- Réservoirs de stockage de mazout
- Réservoir de stockage d'eau DM
- Réservoir de stockage d'eau dessalée

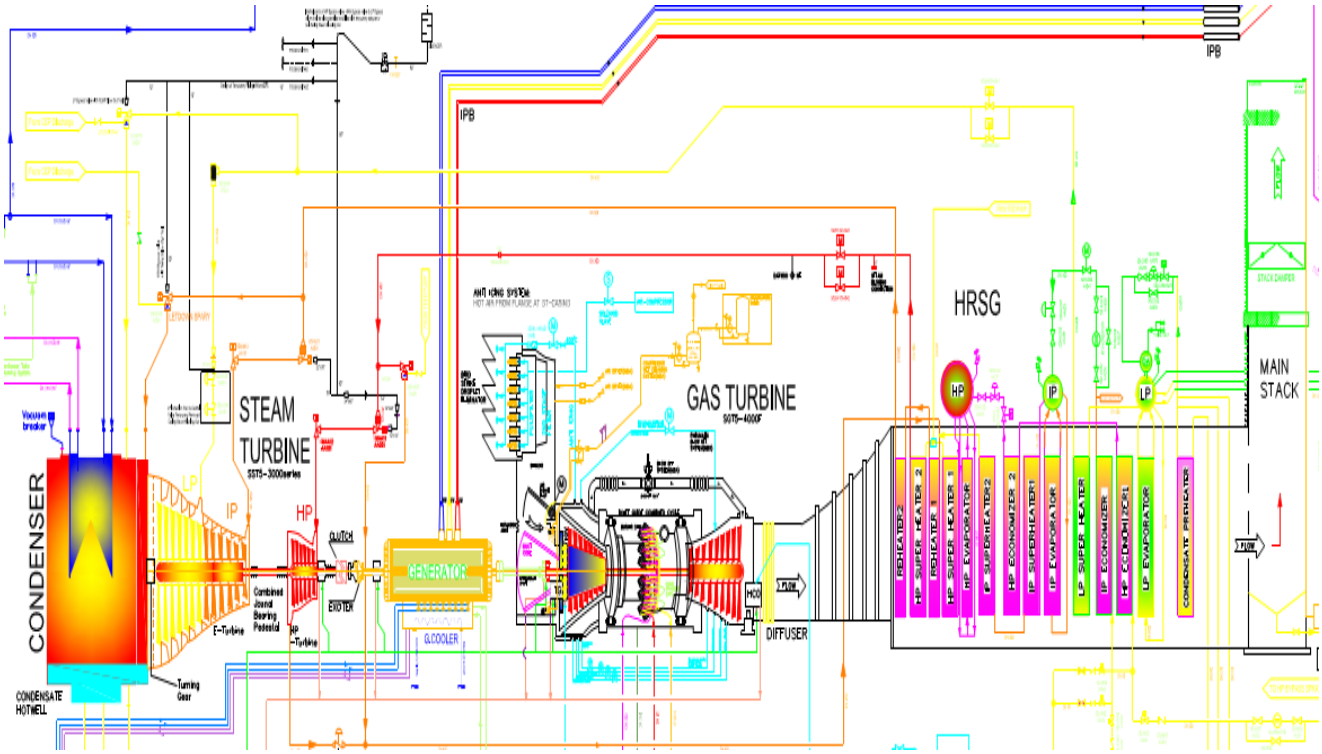


Figure I.7 : Cycle de fonctionnement de la nouvelle centrale (cycle combiné) de RAS-DJINET [3].

I.2.1. Composants de la turbine à gaz

Une turbine à gaz typique se compose d'un système d'air d'admission, d'un compresseur, d'un système de combustion, d'une turbine, d'un système d'échappement et d'un générateur comme il est illustré dans le schéma ci-dessous :

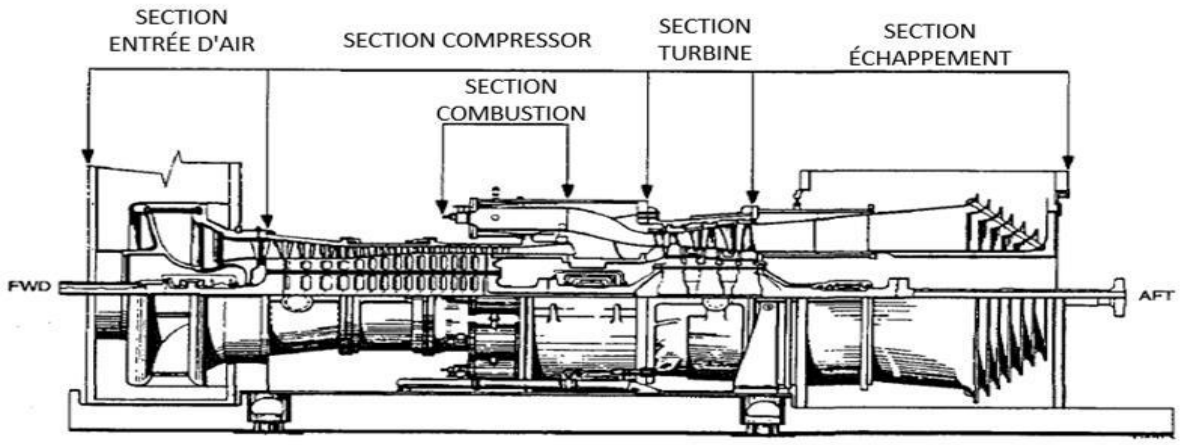


Figure I.8 : Composants de la turbine à gaz [3].

I.2.2.Composants de la chaudière de récupération (HRSG)

- Ballon vapeur pour chaque niveau de pression (HP, IP et BP)

Le ballon vapeur est conçu pour séparer le mélange de vapeur et d'eau pour fournir de la vapeur saturée à la surchauffeur et pour absorber les à-coups de l'évaporateur pendant les transitoires de démarrage et de fonctionnement.

- Sections économiseur pour chaque niveau de pression (HP, IP et BP)

La fonction principale de la section économiseur du HSRG est de préchauffer l'eau de condensation (pour économiseur LP) ou bien l'eau d'alimentation (pour économiseur IP et économiseur HP)

- Sections évaporateur pour chaque niveau de pression (LP, IP et HP)

L'eau de condensation traversant la section économiseur entre dans le ballon vapeur et est répartie sur toute la longueur du ballon par un collecteur de distribution où il se mélange à l'eau saturée revenant de la section évaporateur. L'eau saturée est extraite du fond du ballon vapeur LP et traverse la section de l'évaporateur par le processus de circulation naturelle.

L'eau saturée entre dans le collecteur situé au fond de l'évaporateur et s'écoule vers le haut par évaporation dans les tubes de l'évaporateur.

La section évaporateur fonctionne essentiellement à température constante.

- Sections surchauffeur pour chaque niveau de pression (LP, IP et HP)

La vapeur saturée est extraite du ballon vapeur vers le collecteur d'entrée de la surchauffeur, puis s'écoule à travers la structure grillagée des tubes à ailettes vers le collecteur de sortie. Le débit de vapeur est à courant du débit des gaz d'échappement. La section surchauffeur élève la température de la vapeur depuis la température de saturation jusqu'à une température de surchauffe conforme aux exigences de la turbine à vapeur basse pression.

- Section réchauffeur (pour la section IP)

La fonction principale de la section réchauffeur est de chauffer la vapeur de réchauffage à froid (CRH) jusqu'à la température de vapeur de réchauffage à chaud (HRH).

- Dégazeur intégral ballon LP

Le dégazeur a pour fonction d'éliminer les gaz non condensables comme l'O2 et le CO_2 des condensats lors du remplissage initial de la chaudière et du démarrage de l'installation. Il fait partie intégrante du ballon basse pression (LP). Le ballon LP agit comme un réservoir de stockage pour le dégazeur.

- Cheminée HSRG avec silencieux

La cheminée du HRSG et son silencieux sont fournis pour acheminer les gaz d'échappement de la turbine à gaz depuis la sortie du HRSG vers l'atmosphère. Des ports d'échantillonnage sont fournis dans la cheminée pour les contrôles d'émission. Les gaz d'échappement chauds de la turbine à gaz font du bruit. De ce fait, un silencieux est fourni afin de réduire le bruit en sortie de cheminée.

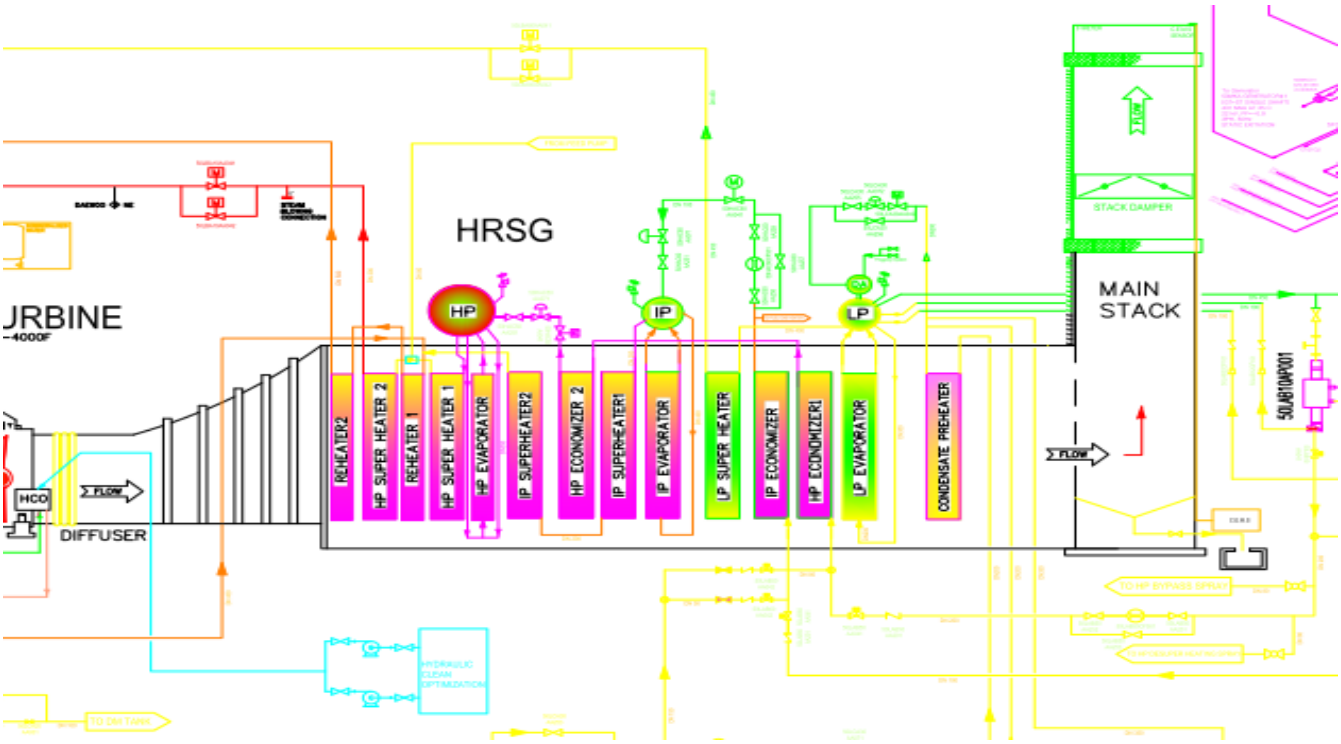


Figure I.9 : Composants de la chaudière de récupération (HRSG) [3].

I.2. 3.Composants de la turbine à vapeur

Chaque module de la centrale à cycle combiné (CCPP) est fourni avec une turbine à vapeur (modèle Siemens SST5-3000) ainsi que tous les accessoires nécessaires.

La turbine à vapeur se compose d'un cylindre HP et d'un cylindre IP/LP à écoulement direct. La vapeur d'échappement sortant de la turbine à vapeur sera condensée dans le condenseur refroidi à eau.

La turbine HP est de construction à simple flux et à double paroi avec un porte-lame fixe et un carter externe. Elle est munie d'une vanne d'arrêt et de contrôle de vapeur principale, soudée, soutenue par des supports supplémentaires. Le carter extérieure est de type cylindrique.

Le carter extérieur IP/LP est divisé en deux sections, la section du carter d'entrée moulé et la section du carter d'échappement soudé. Les deux sections sont divisées horizontalement. Les demi-carters sont boulonnés ensemble par des boulons d'assemblage. Les sections d'entrée et d'échappement sont également boulonnées ensemble.

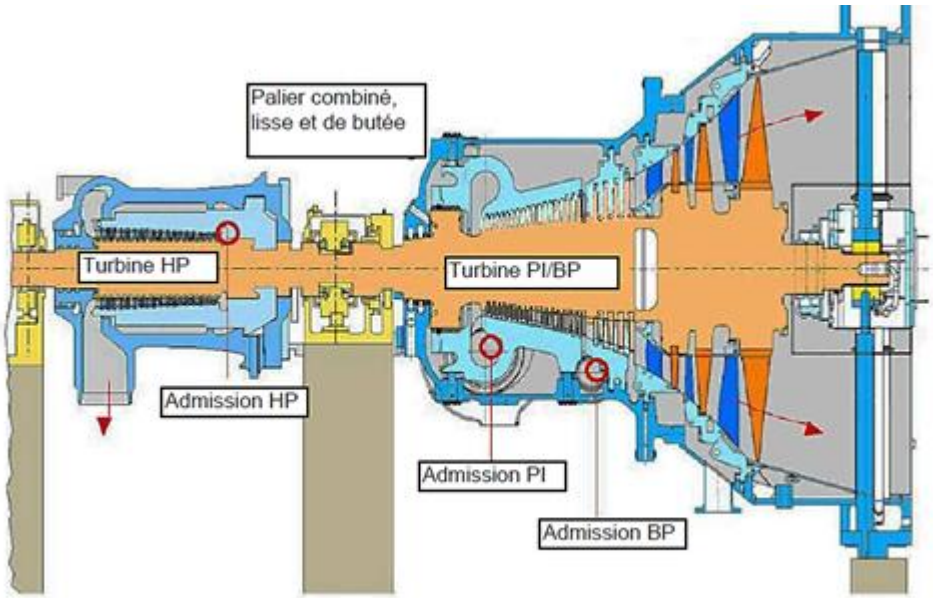


Figure I.10 : Vue en coupe d'une turbine à vapeur [3].

I.2.4.Fonctionnement de la turbine à gaz en mode cycle combiné

Quand la turbine à gaz est misée en marche, l'air ambiant est aspiré à travers le système d'air d'admission où il est filtré et puis dirigé vers l'entrée du compresseur. L'air est comprimé par le compresseur et dirigé vers le système de combustion. À l'intérieur du système de combustion, l'air est mélangé au carburant (gaz naturel ou mazout ou les deux ou un autre carburant) et le mélange est allumé. Les gaz de combustion chauffés et comprimés circulent ensuite vers la turbine. Les gaz de combustible se dilatent au fur et à mesure qu'ils circulent à travers la turbine, induisant sa rotation. La turbine rotative actionne le compresseur et les équipements accessoires avec un excès d'énergie disponible pour produire une puissance d'arbre qui actionne le générateur électrique. Les gaz sortant de la turbine s'échappent dans l'atmosphère et sont dirigés vers l'équipement de récupération de chaleur à travers un système d'échappement [3].

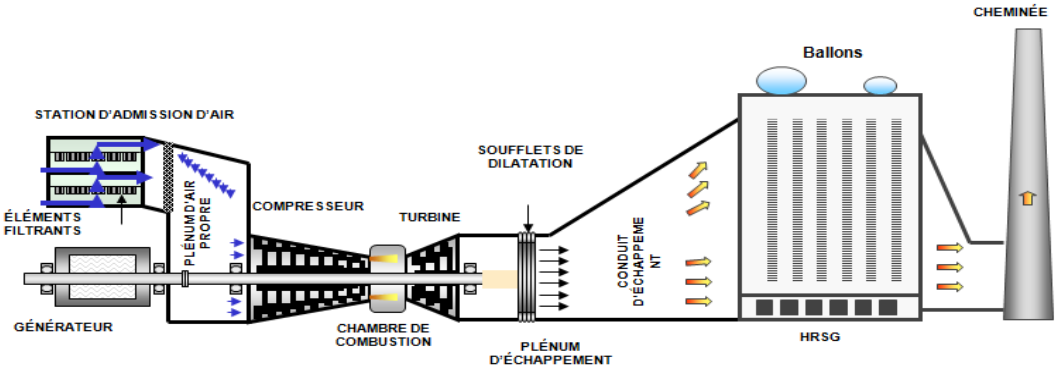


Figure I.11: Schéma de turbine à gaz en mode cycle combiné [3].

I.2.5.Fonctionnement de la chaudière de récupération (générateur de) (HRSG)

La chambre de combustion annulaire est située entre le compresseur et la turbine ; C'est une (HRSG) à débit horizontal sans postcombustion qui produira la vapeur échauffée à trois niveaux de pression.

Le condensat est fourni à l'économiseur à basse pression (BP) par les pompes d'extraction du condensat. Le désaérateur est intégré au ballon de la section à basse pression (BP).

La fonction principale du générateur de vapeur à récupération de chaleur (HRSG) est de générer la quantité et la qualité nécessaires de vapeur en utilisant la chaleur rejetée par les gaz d'échappement du turbogénérateur à gaz (GTG) qui est ensuite transportée à la turbine à vapeur pour générer de l'électricité.

Chaque module de la centrale à cycle combiné (CCPP) est fourni avec un générateur de vapeur à récupération de chaleur (HSRG) ainsi que tous les accessoires nécessaires.

I.2.6.Fonctionnement de la turbine à vapeur en mode cycle combiné

La turbine à vapeur est un des matériels stratégiques des installations de production d'énergie électrique. Les cycles des turbines à vapeur utilisent un fluide compressible, qui change d'´état au cours du cycle. Le changement d'´état de la vapeur génère des variations importantes de l'enthalpie qui permet de transformer de grandes quantités de chaleur en travail.

Dans une turbine la vapeur est d´étendue de façon continue dans un système de roues à aubes. Cette propriété permet de fonctionner avec des débits importants et de pousser la détente sans l'effet de troncature, comme dans les machines alternatives.

❖ **Fonctionnement des vannes de by-pass HP, IP et LP.**

La fonction de la vanne de by-pass est de dévier la vapeur vers la conduite de réchauffage à froid (CRH) ou à chaud (HRH) et de maintenir le HRSG en fonctionnement pendant le démarrage ou l'arrêt de la turbine à vapeur, ou pendant d'autres états particuliers. Le système de by-pass se compose d'une vanne d'arrêt de vapeur, d'une vanne de conditionnement de vapeur et d'une vanne de régulation de température pour chaque niveau.

❖ **Fonctionnement du système air comprimé-compresseur**

Les compresseurs d'air sont de type à vis sans fin, sans huile, à entraînement par moteur, avec filtre d'aspiration, refroidisseurs d'air et instruments nécessaires. Les compresseurs sont de construction robuste et conçus pour un fonctionnement continu et intermittent à pleine ou faible capacité.

❖ **Fonctionnement des pompes d'alimentation en eau de la chaudière**

La fonction des pompes d'alimentation en eau de la chaudière est de fournir de l'eau du ballon LP, à la section économiseur haute pression (HP) du générateur de vapeur à récupération de chaleur et, par un étage intermédiaire, à la section économiseur pression intermédiaire (IP) du générateur de vapeur à récupération de chaleur (HRSG). Les pompes d'alimentation en eau de la chaudière fournissent également de l'eau de pulvérisation désurchauffeur pour le système de by-pass HP et de l'eau de pulvérisation désurchauffeur pour la surchauffeur HP.

❖ **Fonctionnement des pompes d'extraction de condensat**

La fonction des pompes d'extraction de condensat est d'effectuer ce qui suit :

- Maintenir le niveau du puits du condenseur à son niveau normal en extrayant les condensats du puits du condenseur et fournir de l'eau de condensation au dégazeur en passant par l'économiseur LP
- Fournir de l'eau pulvérisée désurchauffeur pour le système de by-pass IP et LP, la station auxiliaire de réduction de pression de vapeur et de désurchauffe (PRDS) et d'autres auxiliaires de la turbine à vapeur, et fournir aussi de l'eau d'étanchéité aux vannes pour empêcher l'entrée d'air dans le système.

❖ **Fonctionnement de condenseur**

Le condenseur axial refroidi à l'eau remplit la fonction de condenser la vapeur d'échappement de la turbine à vapeur et / ou du système de by-pass de vapeur haute pression (HP), pression intermédiaire (IP) et basse pression (LP).

Le condenseur reçoit la vapeur d'échappement de la turbine dans le sens horizontal. Il est équipé d'une soupape de dépression, de transmetteurs de pression, de transmetteurs de température et de transmetteurs de niveau pour la protection du condenseur et de la turbine.

- **Fonctionnement de Gland Stream Condenseur**

Le Gland Stream Condenseur a pour fonction de condenser la vapeur évacuée par les joints d'étanchéité de l'arbre et de récupérer le condensat. Le 'Gland Steam Condenseur' est refroidi avec les condensats provenant des pompes d'extraction de condensat.

- **Fonctionnement d'éjection d'air a jet de vapeur**

Éjecteur d'air a jet de vapeur (HOGGING)

La fonction de l'éjecteur est d'évacuer l'air et les autres gaz non condensables dans le condenseur lors de la mise en marche.

Éjecteur d'air a jet de vapeur (HOGGING)

La fonction de l'éjecteur d'air à jet de vapeur est d'évacuer l'air et les autres gaz non condensables dans le condenseur en fonctionnement normal.

La source de vapeur motrice pour l'éjecteur d'air à jet de vapeur doit provenir du collecteur auxiliaire.

- **Fonctionnement de la chaudière auxiliaire**

La fonction de la chaudière auxiliaire est de fournir les besoins en vapeur auxiliaire lors du démarrage et le fonctionnement à faible charge de l'installation. La chaudière auxiliaire doit fournir de la vapeur pour l'étanchéité à la turbine du presse-étoupe ainsi que pour l'usine de dessalement.

- **Fonctionnement des pompes de circulation d'eau (CW)**

La principale fonction des pompes de circulation d'eau est d'alimenter en eau froide le condenseur à eau de mer pour absorber la chaleur du cycle. Chaque ligne de refoulement des pompes de circulation d'eau est équipée d'une vanne papillon motorisée. Deux (2 x 50%) pompes de circulation d'eau sont prévues pour chaque module de la centrale à cycle combiné (CCPP).

- **Fonctionnement des pompes d'alimentation pour installation de dessalement**

La fonction principale des pompes d'alimentation est de fournir de l'eau pour l'usine de dessalement.

- **Fonctionnement des pompes d'eau de refroidissement déminéralisée**

La fonction principale des pompes à eau de refroidissement déminéralisée (DMCW) est de faire circuler l'eau de refroidissement pour des équipements et composants de la turbine à gaz, de la turbine à vapeur, du cycle eau / vapeur et du générateur.

- **Fonctionnement des échangeurs de chaleur (type à plaques)**

La fonction de l'échangeur de chaleur à plaques pour l'eau de refroidissement en circuit fermé est de transférer la chaleur absorbée par le circuit d'eau de refroidissement fermé au système de refroidissement auxiliaire à l'eau de mer.

- **Fonctionnement des réservoirs de stockage de mazout**

La fonction du réservoir de stockage de mazout est de stocker du mazout pour (Turbine à gaz / GT). Le mazout est utilisé comme carburant alternatif pour les turbines à gaz.

- **Fonctionnement des réservoirs de stockage d'eau déminée**

La fonction principale du réservoir de stockage de l'eau déminéralisée est de stocker l'eau déminéralisée pour eau d'appoint du cycle de puissance, eau d'appoint de la chaudière auxiliaire, eau d'appoint pour la génération d'hydrogène et le lavage du compresseur GT.

- **Fonctionnement des réservoirs de stockage d'eau dessalée**

La principale fonction du réservoir de stockage d'eau dessalée est de stocker l'eau dessalée pour l'approvisionnement en eau de l'usine d'eau DM, du système d'eau de service et du système d'eau d'incendie

Dans la nouvelle centrale de RAS-DJINET est utilisée selon le système de refroidissement par film. Et cette technique est représentée sur la figure I.12.

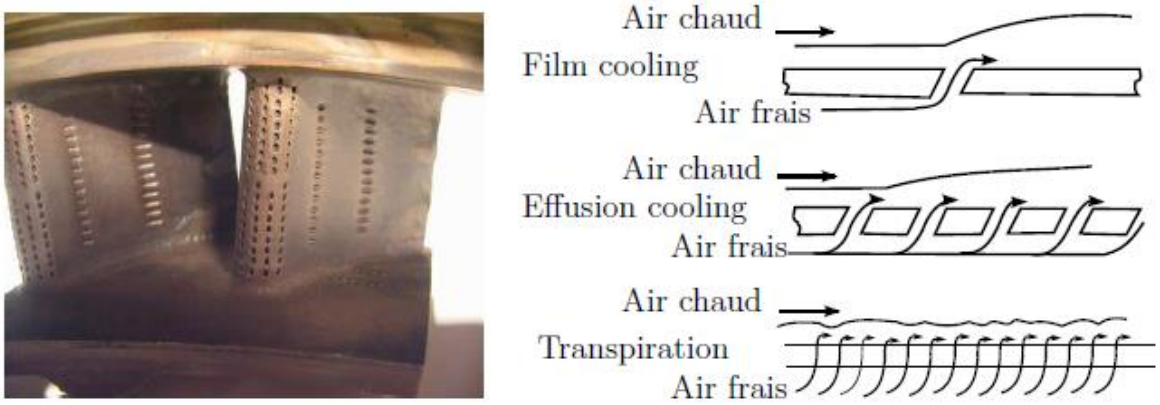


Figure I.12 : Refroidissement par film [5].

Chapitre II
Etude thermodynamique du cycle combiné

Dans ce chapitre on veut identifier l'étude thermodynamique du cycle combiné et des cycles des turbines à gaz et à vapeur en termes de principe et de fonctionnement et des transformations.

Nous présentons les équations mathématiques qui nous permettent de déterminer les paramètres thermodynamiques à chaque phase du cycle, tout ça dont le but de calculer les performances de la nouvelle centrale de RAS-DJINET.

II.1.Cycle Thermodynamique du cycle combiné

Le cycle combiné de la centrale électrique se compose de deux cycles, l'un est le cycle de la turbine à gaz qui est un cycle Joule ou Baryton et l'autre le cycle de la turbine à vapeur qui est un cycle de Rankine.

II.1.1.Cycle de Baryton

Le cycle 1-2a-3-4a-1 qui est le cycle de la turbine à gaz est le cycle de remplissage. Le processus de transfert de travail se déroule dans une région à haute température.

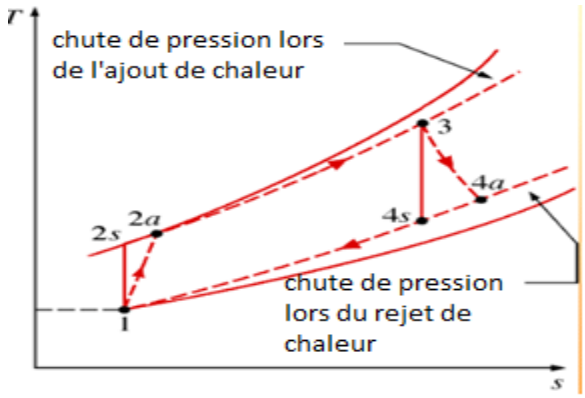


Figure II.1: Cycle thermodynamique T-S d'une turbine à gaz simple. [3]

Le cycle thermodynamique de la machine à la fois idéal **(1, 2s, 3, 4s, 1)** et réel **(1, 2a, 3, 4a, 1)** est présenté sur le diagramme (T-S) de la **figure II.1.**

Avec :

- ✓ 1 à 2s : compression mécanique théorique isentropique (adiabatique et réversible).
- ✓ 1 à 2a : compression réelle.
- ✓ 2a à 3s : combustion isobare (sans pertes).

- ✓ 2a à 3 : combustion avec perte.

- ✓ 3à4s : détente isentropique (adiabatique et réversible).

- ✓ 3 à 4a : détente réelle.

- ✓ 4aà1 : gaz d'échappement.

Le cycle réel se différence du cycle idéal de la manière suivante :

- La compression est adiabatique, de rendement isentropique η_c : en raison des travaux de frottement, la température réelle est plus élevée que la température théorique, et la transformation de compression n'est plus isentropique **1-2s** mais **1-2a**, tel que **T2s<T2a.**
- La détente dans la turbine est adiabatique, de rendement isentropique η_t : en raison des travaux de frottement, la transformation de la détente ne s'effectue pas suivant un arc d'isentropique, mais suivant un arc tel que T4s<T4a [6].

II.1.2.Cycle de Hirn ou de Rankine

Le cycle 6-7-8-9-10-10-12 qui est le cycle de vapeur de Rankine a lieu à basse température et est connu sous le nom de cycle de fond. Le transfert d'énergie thermique des gaz d'échappement à haute température à l'eau et à la vapeur se fait par une chaudière de récupération de chaleur usée dans le cycle de fond. Pendant le processus de pression constante 4-1(de la TG), les gaz d'échappement dans la turbine à gaz rejettent la chaleur. L'eau d'alimentation, la vapeur humide et la vapeur sur chauffée absorbent une partie de cette chaleur dans le processus de 4 à 5.

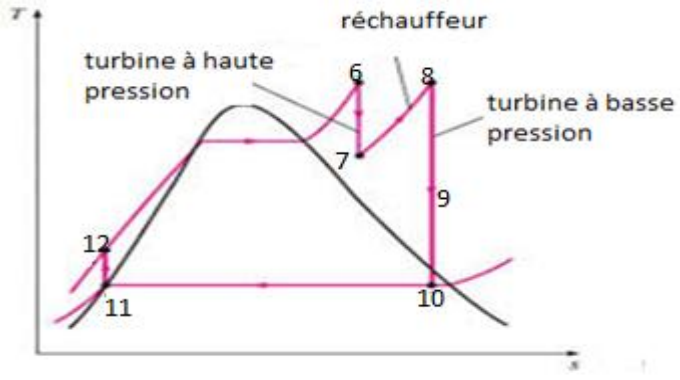


Figure II.2 : Cycle de Rankine [3].

Les transformations thermodynamiques correspondent :

6 ⟶ **7 :** La vapeur se détende dans le corps haute pression (HP).

7 ⟶ **8 :** source de la chaleur (Resurchauffe de la vapeur).

8 ⟶ **9 :** La vapeur se détende dans le corps moyen pression (MP).

9 ⟶ **10 :** La vapeur se détende dans le corps basse pression (BP).

10 ⟶ **11 :** La vapeur se condense dans le condenseur.

11 ⟶ **12 :** L'eau est pompée dans la pompe d'extraction.

II.2.Analyse énergétique du cycle combiné (gaz-vapeur)

II.2.1.Premier principe de la thermodynamique

Dans cette étude les calculs sont faits pour 1 kg de la vapeur (fluide) sortante de la chaudière.
On applique l'équation du premier principe de la thermodynamique (TDM) pour un système ouvert :

$$\mathbf{Q + W = \Delta H + \Delta Ec + \Delta Ep} \qquad \mathbf{II.1}$$

Avec :

- $\boldsymbol{W}$ **:** travail fournit ou absorbé par l'organe.
- $\boldsymbol{Q}$ **:** quantité de chaleur absorbée ou fournit par l'organe.
- $\boldsymbol{\Delta Ec}$ **:** variation de l'énergie cinétique.
- $\boldsymbol{\Delta H}$**:** variation de l'enthalpie totale.
- $\boldsymbol{\Delta Ep}$ **:** variation de l'énergie potentielle.

Hypothèses :

- La variation de l'énergie cinétique négligeable.
- La variation de l'énergie potentielle négligeable.
- La transformation dans le compresseur est adiabatique.
- Ecoulement en régime permanent.
- Combustion isobare (perte de pression faible).
- Transformation poly-tropique (isentropique).
- Toutes les évolutions se font sans frottement.
- Ecoulement en régime permanant ERP.

L'équation du 1^{er} principe de la thermodynamique (TDM) devient :

$$\mathbf{Q + W = \Delta H}$$

II.2.2.Les caractéristiques de fonctionnement de cycle combiné en fonctionnement 100% de charge

- Température à l'admission de compresseur : T_A= 35°C
- Pouvoir calorifique inferieure : PCI = 45001KJ/kg.
- Pression d'air ambient: P_{atm}= 1.013 bar
- Pertes dans la chambre de combustion : ΔP_{Comb}=0.355 bar.
- Pression d'aspiration de compresseur : P_{asp}=0.003 bar.
- Rendement isentropique du compresseur : η_{isc}=0.90.
- Rendement isentropique de la turbine de détente : η_{ist}=0.91.
- Rendement de la chambre de la combustion :$\eta_{ch} = 0.98$.
- Rendement mécanique de la turbine de détente :η_{mt}= 0.97.
- Rendement mécanique de la pompe d'extraction :η_{pex}= 0.78
- Rendement mécanique du compresseur :$\eta_{mc} = 0.97$.
- Coefficient isentropique moyen de l'air : γ = 1,4.
- Coefficient isentropique moyen du mélange (air + gaz) :$\gamma_{mél} = 1{,}33$.
- Débit de combustible :Q_C =14.3kg/s.
- Débit massique d'air :Q_{air}= 601.6 kg/s.
- Dosage est le rapport entre le débit de combustible et le débit de l'air : d=0.0257
- r=287 kJ/kg.K.
- Rapport de compression $\boldsymbol{\tau}$ =17.
- C_{Pv} de vapeur = 4.185 kJ/kg.K.
- Température à l'entrée de turbine haute pression : T_{HP}= 565.02°C.
- Pression à l'entrée de turbine haute pression : P_{HP}= 76.68 bar.
- Débit de vapeur à l'entrée de turbine haute pression : Q_{THP} = 71.99 kg/s
- Débit de vapeur à l'entrée de turbine moyenne pression : Q_{TMP}= 71.99kg/s
- Débit de vapeur à l'entrée de turbine basse pression : Q_{TBP}= 98.25 kg/s
- Débit de vapeur du condenseur : $Q_v Cd$ = 19.5 kg/s.

II.2.3.Étude énergétique de la turbine à gaz

II.2.3.1.Calcul des paramètres du compresseur

- **la pression d'entrée de compresseur**

$$P_1 = P_a - \Delta p_a \qquad \textbf{II.2}$$

$$P1 = 1.011 \text{ bar.}$$

- **la température d'entrée de compresseur**

$$T_1 = T_{atm}$$

- **Masse volumique de l'air après refroidissement**

$$\rho_1 = \frac{P_1}{r.T_1} \qquad \textbf{II.3}$$

- **Débit volumique**

$$Qva = \frac{Q_{air}}{\boldsymbol{\rho_1}} \qquad \textbf{II.4}$$

- **la pression de sortie de compresseur**

$$\tau = \frac{P2}{P1} \longrightarrow P_2 = \tau * P_1 \qquad \textbf{II.5}$$

- **la température isentropique de sortie de compresseur**

$$T_{2is} = T_1 * (\frac{P2}{P1})\text{^}((\gamma\text{-}1)/\gamma) \qquad \textbf{II.6}$$

- **la température réelle à la sortie de compresseur**

$$\eta_{isc} = \frac{W_{isc}}{W_c} = \frac{(T_{2\,is} - T_1)}{(T_2 - T_1)} \longrightarrow T_2 = \frac{(T_{2\,is} - T_1)}{\eta_{isc}} + T_1 \qquad \textbf{II.7}$$

- **Pour le gaz parfait :**

$$Cp = \frac{\gamma.r}{\gamma - 1} \qquad \textbf{II.8}$$

- **Calcul de la chaleur spécifique de l'air**

La chaleur spécifique moyenne de l'air donnée par :

$$Cp_a = (Cp_a(\text{état 1}) + (Cp_a(\text{état 2}))/2 \qquad \textbf{II.9}$$

Les valeurs de Cp en fonction de la température sont données dans des tables thermodynamiques

Température de l'air(K)	Chaleur spécifique Cp (KJ/Kg.K)
250	1,003
273	1,0036
300	1,005
600	1,051
650	1,063

Tableau II.1: Chaleur spécifique de l'air.

- Pour calculer $Cp_a(308\ K)$ en fait une interpolation entre 300 et 350

$Cp_a(308) = (((1{,}008 - 1{,}005) * (308 - 300))/ (350\text{-}300)))+1.005$

- $Cp_a(308)$ =1.0054 KJ/kg.K.

- Pour calculer $Cp_a(734.67K)$ en fait une interpolation entre 700et 750.

$Cp_a(734.67)$= (((1.087-1.075)*(734.67-700))/ (750-700))) +1,075

$Cp_a(734.67)$=1, 0833KJ/kg.K

Alors :

Cp_a= (1,0054+1,0833)/2

Cp_a =1,04436 KJ/kg.K

- **Travail isentropique de compresseurWisc**

$$Wis\ c = Cp_a(T_{2\ is} - T_1). \qquad \textbf{II.10}$$

- **Travail réel du compresseurWc**

$$Wc = Cpa * (T_2 - T_1) \quad \textbf{II.11}$$

- **Calcul de la puissance du compresseur**

$$P_C = Q_{air} * Wc \quad \textbf{II.12}$$

II.2.3.2.Calcul des paramètres de la chambre de combustion

Le gaz naturel, est un combustible de choix pour les turbines à gaz, le gaz doit être à une pression supérieure à celle de la pression d'air sortant du compresseur de la turbine.

- **la chaleur spécifique de gaz: Cp_{gaz}**

$$\mathbf{Cp_g} = [\boldsymbol{\gamma}_{\mathbf{gaz}}/(\boldsymbol{\gamma}_{\mathbf{gaz}} - 1)] * r \longrightarrow \mathbf{Cp_{gaz}} == [\boldsymbol{\gamma}_{\mathbf{gaz}}/(\boldsymbol{\gamma}_{\mathbf{gaz}} - 1)] * (R/\mathbf{M_{gaz}}) \quad \textbf{II.13}$$

$$\mathbf{r} = R/\mathbf{M_{gaz}} \quad \textbf{II.14}$$

$$\mathbf{M_g} = \sum \mathbf{Xi} * \mathbf{MC_mH_n} \quad \textbf{II.15}$$

Constituants du gaz		Fraction molaire (Xi)
Méthane	CH_4	0.835
Ethane	C_2H_6	0.069
Propane	C_3H_8	0.021
Isobutane	iC_4H_{10}	0.0035
Butane	nC_4H_{10}	0.0053
Iso-pentane	iC_5H_{12}	0.0011
Pentane	nC_5H_{12}	0.0012
Hexane	C_6H_{14}	0.0014
Hélium	H_e	0.0019
Azote	N_2	0.0585
Anhydride carbonique	CO_2	0.0021
La somme		**1**

Tableau II.2: Caractéristiques chimiques de gaz combustible.

$$\mathbf{M_g} = \frac{\mathbf{1}}{\mathbf{100}} * (X1 * MCH_4 + X2 * MC_2H_6 + X3 * MC_3H_8 + X4 * MiC_4H_{10} + X5 * MnC_4H_{10} + X6 * M\,iC_5H_{12} + X7 * MnC_5H_{12} + X8 * MC_6H_{14} + X9 * MH_e + X10 * MN_2 X11 * MCO_2).$$

$\mathbf{M_g}=\frac{1}{100}$*[(83.5*16)+(6.9*30)+(2.10*44)+(0.35*58)+(0.53*58)+(0.11*72)+(0.12*72)+(0.14*86)+(0.19*2)+(5.85*28)+(0.21*44)].

$$M_g=18.88 \text{ g/mol.}$$

$$\mathbf{r}=\frac{R}{M_{gaz}}$$

$$\mathbf{r}=\frac{8.314}{29.4727} \longrightarrow r= 440.36 \text{ J/kg.K.}$$

$$r= 440.36 \text{ J/kg.K.}$$

$$Cp_{mél}= (1.3/ (1.3-1))* 440.36$$

$$Cp_{mél} =1.90822 \text{ J/kg .k}$$

- **Quantité de chaleur dégagée par la chambre à combustion**

$$Q_{c\,c}=Cp_{mél}(T_3-T_2)=\eta_{ch}* PCI \quad \textbf{II.16}$$

$$Q_{c\,c} =\eta_{ch}* PCI \quad \textbf{II.17}$$

- **la puissance de la chambre de combustion**

$$P_{cc}=Q_{cc}*Q_c \quad \textbf{II.18}$$

II.2.3.3.Calcul des paramètres de la turbine

- **La température d'entrée de la turbine**

$$T_3= ((\eta_{ch}* PCI*Q_c) + (T_2*Q_a*Cp_a))/(Q_m*Cp_{mél}) \quad \textbf{II.19}$$

- **la pression d'entrée de la turbine**

$$P_3=P_2-\Delta p_{cc} \quad \textbf{II.20}$$

- **le taux de détente**

$$\tau = P_3/P_4 \quad \textbf{II.21}$$

- **la température isentropique à la sortie de la turbine**

$$T_3/T_{4is}=\tau^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \longrightarrow T_{4is} = T_3/(\tau^{(\gamma-1)/\gamma}) \quad \textbf{II.22}$$

- **Travail idéal (isentropique) de la turbine $W_{is\ T}$**

$$W_{is\ T}= Cp_{mél}(T_{4\ is}-T_3) \quad \textbf{II.23}$$

- **la température réel à la sortie de la turbine**

$$T_4=T_3-(\eta_{ist}*(T3-T4is)) \quad \textbf{II.24}$$

- **Travail réel de la turbine W_T**

$$W_T = Cp_{mél}*(T_3-T_4) \quad \textbf{II.25}$$

- **la puissance de la turbine**

$$P_T= W_T*Q_{mél} \quad \textbf{II.26}$$

II.2.3.4.Calcul du travail utile

$$W_{u\ TG}=W_T - Wc \quad \textbf{II.27}$$

II.2.3.5.Calcul de la puissance utile

$$P_{u\ TG}=W_{u\ TG} * Q_{mél} \quad \textbf{II.28}$$

II.2.3.6.Le rendement global de cycle à gaz

$$\eta_{g\ TG}=P_{u\ TG} / (P_{cc}) = (P_T - P_C) / (P_{cc}) \quad \textbf{II.29}$$

II.2.4.Étude énergétique de la chaudière de récupération

Il y est à trois niveaux de pression dans la chaudière de récupération.

- **La quantité de chaleur (Q_{Ch}) reçue par le fluide caloporteur au cours de son passage dans la chaudière de récupération :**

$$Q_{Ch} = Q_{Ch\,EBP} + Q_{Ch\ EvBP} + Q_{Ch\ ScBP} + Q_{Ch\,EMP} + Q_{Ch\ EvMP} + Q_{Ch\ EvMP} + Q_{Ch\ Sc1MP} + Q_{Ch\ DScMP} + Q_{Ch\ Sc2MP} + Q_{Ch\,EHP} + Q_{Ch\ EvHP} + Q_{Ch\ Sc1HP} + Q_{Ch\ DScHP} + Q_{Ch\ Sc2HP}. \quad \textbf{II.30}$$

II.2.5.Étude énergétique de la turbine à vapeur

II.2.5.1.turbine à vapeur

Il y est à trois corps de la turbine à vapeur (HP, MP et BP) dans ce cycle considéré (cycle combiné) ; comme permet sur la figure II.2.

- **le travail de la turbine à vapeur *est donnée par***

$$W_T = Cp_v * \Delta T \quad \textbf{II.31}$$

$$W_T = W_{THP} + W_{TMP} + W_{TBP} \quad \textbf{II .32}$$

- **la puissance de la turbine à vapeur *est donnée par***

$$P_T = Q_T * W_T \quad \textbf{II.33}$$

$$P_T = P_{THP} + P_{TMP} + P_{TBP} \quad \textbf{II .34}$$

II.2.5.2.Pompe

Dans le cycle combiné étudié il y'a deux type de la pompe, pompe alimentaire (Pal) et pompe d'extraction (P ex), la pompe alimentaire est composé en trois corps de pression (HP, MP et BP).

- **Le travail de la pompe est donnée par**

$$W_p = Cp_v * \Delta T \quad \textbf{II.35}$$

$$W_p = W_{Pal} + W_{Pex} \quad \text{II.36} \quad \textbf{II.36}$$

$$W_p = (W_{pHP} + W_{pMP} + W_{pBP}) + W_{Pex} \quad \textbf{II.37}$$

- **la puissance de la pompe est donnée par**

$$P_p=Q_p * W_p \quad \textbf{II.38}$$

$$P_p= (P_{pHP} +P_{pMP}+P_{pBP}) +(P_{Pex} /\eta_{Pex}) \quad \textbf{II .39}$$

II.2.5.3.Condenseur

- La quantité de chaleur ($\boldsymbol{Q_{Ch\,cd}}$) cédée du condenseurest donnée par :

$$Q_{Ch\,cd} = Cp_v *(T_{11} -T_{10}) \quad \textbf{II.40}$$

- la puissance du condenseur est donnée par :

$$P_{cd}=Q_{cd} * Q_{Ch\,cd} \quad \textbf{II.41}$$

II.2.5.4.La puissance utile du cycle à vapeur

La puissance nette ou utile d'un cycle à vapeur est la différence des puissances des turbines (fournies) et des pompes (reçus).

$$P_{u\,TV}=\sum(P_{turbines}- P_{pompes})$$

$$P_{u\,TV}= (P_{THP} +P_{TMP}+P_{TBP}) – [(P_{pHP} +P_{pMP}+P_{pBP}) +(P_{Pex} /\eta_{Pex})]$$

$$P_{u\,TV} = P_T - P_p \quad \textbf{II.42}$$

II.2.5.5.le rendement global de cycle à vapeur

Pour calcul du rendement thermodynamique de cycle vapeur en mode cycle combiné ce fait par la relation suivante :

$$\eta_{g\,TV}=P_{u\,TV} / (P_{cc}) = (P_T - P_p) / (P_{cc}) \quad \textbf{II.43}$$

II.2.6.Calculs de la puissance nette et de rendement total

$$P_{TOT}= P_{u\,TV} +P_{u\,TG} \quad \textbf{II.44}$$

II.2.7.Calcul du rendement total

En fian : en peut calculer le rendement général de cycle combiné :

$$\eta_{\,cyc\,combiné} =\frac{P_{TOT}}{PCI* Q_c} \quad \textbf{II.45}$$

$$\eta_{\,cc} = (P_{u\,TV} + P_{u\,TG}) / (P_{cc})$$

II.3.Organigramme

Un programme de calcul dont l'organigramme est représenté sur la figure II.4, a été établit en MATLAB pour effectuer tous les calculs mentionnés ci-dessus pour différentes conditions de fonctionnement.

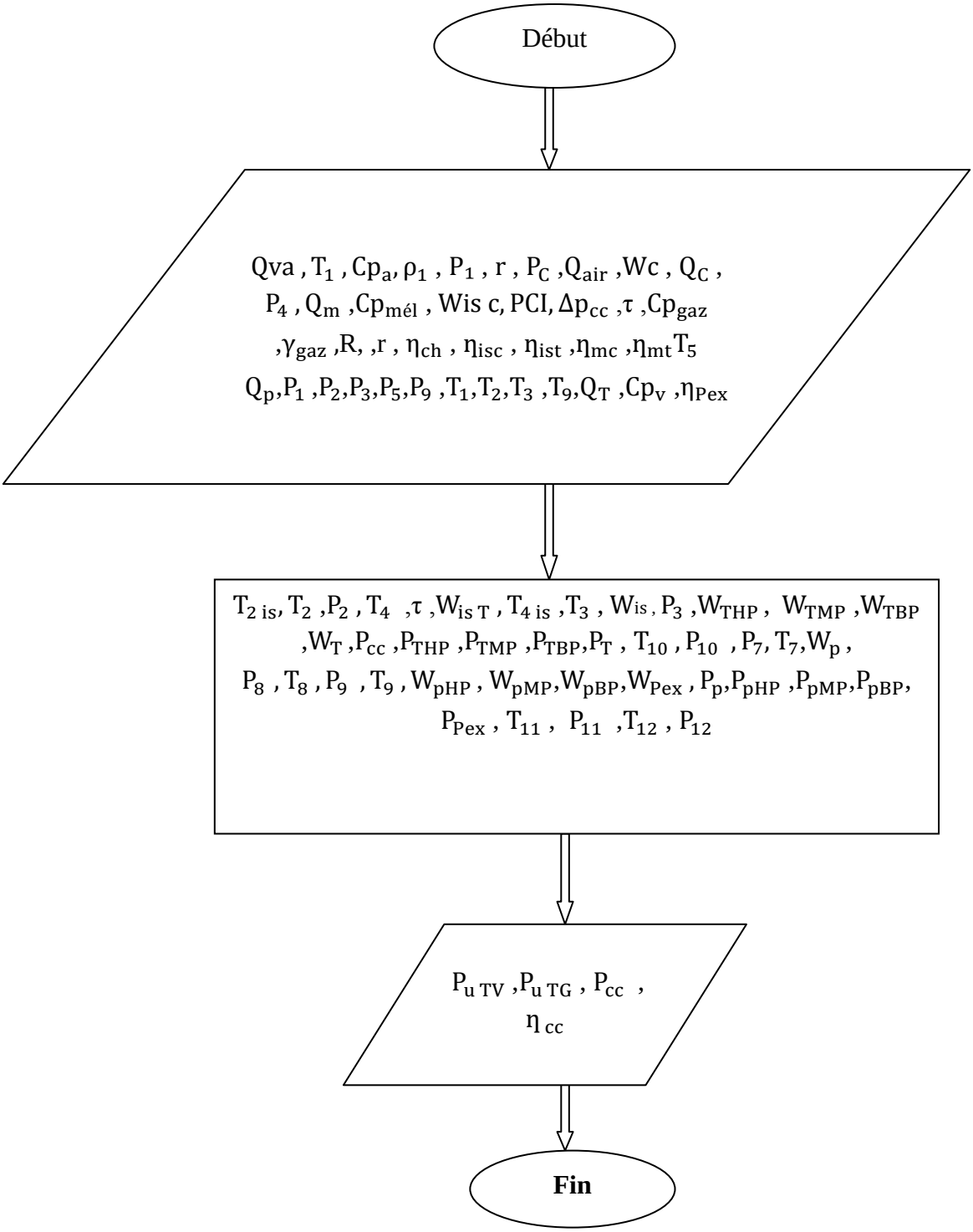


Figure II.3 : Organigramme de calcul.

❖ **Tableau suivant représente les différents états thermodynamiques du cycle combiné :**

Etat	Température (K)	Pression (bar)	Chaleur spécifique (kJ/kg.K)	Débit (kg/s)
1	308	1.01	1.0444	601.9
2is	692.0023	17.17	1.0444	601.9
2	734.6692	17.17	1.0444	601.9
3	1519.10	16.8150	1.1386	14.3
4is	756.0411	1.01	1.9082	616.20
4	828.7186	1.01	1.9082	616.20
6	838.02	76.68	4.185	71.99
7	601.50	18.68	4.185	71.99
8	838.02	17.65	4.185	71.99
9	505.60	2.17	4.185	10.14
10	306.35	-0.95	4.185	19.50
11	303	0.034	4.185	19.50

Tableau II.3 : Différents états thermodynamique de cycle.

❖ **Tableau : présente les performances calculées du cycle**

éléments		Puissance [MW]
Compresseur		**268.320**
Chambre de combustion		**630.64**
Turbine à gaz		**499.37**
Turbine à vapeur		**177.15**
Condenseur		**-273.3851**
Pompe	**Pompe alimentaire**	**2.21**
	Pompe d'extraction	**0.1855**

Tableau II.4 : Puissances de chaque élément de cycle combiné.

Puissance utile turbine à gaz (MW)	**231.17**
Puissance utile turbine à vapeur (MW)	**177.15**
Puissance calorifique(MW)	**630.64**
Rendement cycle à gaz (%)	**36.66**
Rendement cycle à vapeur (%)	**28.09**
Rendement cycle combiné (%)	**64.75**

Tableau II.5 : Résultat final de cycle combiné.

II.4.Calcul de la quantité de CO_2 émis

- **La quantité de gaz de CO2 émit par cette l'installation est donnée par**

L'équation de réaction :

$$CH_4+2O_2 \longrightarrow CO_2+2H_2O \qquad \textbf{II.46}$$

1 molCO_2 ⟶ 44 kg CO_2

1 molCH_4 ⟶ 16 kg CH_4

Donc :

1 Kg fuel ⟶ $\frac{44}{16}$

1 Kg fuel ⟶ 2.75 kg/s de CO_2

$$\eta_{cc} = \frac{P_{TOT}}{PCI * m_c} \qquad \textbf{II.47}$$

$$m_c = \frac{P_{TOT}}{\eta_{cc} * PCI} \qquad \textbf{II.48}$$

$$m_c = \frac{(231170+177150)}{(0.6475*45001)} = 14.013 \text{ kg/s}$$

$$m_{CO2} = \frac{m_c}{\mu_{CO_2}} \qquad \textbf{II.49}$$

$$\mu_{CO2} = \frac{44}{16} c \qquad \textbf{II.50}$$

$$m_{CO2} = \frac{14.013}{2.75}$$

$$m_{CO2} = 5.09$$

Donc : Le gaz de CO_2 émit par cette installation est de 5.09 kg/s.

Dans ce chapitre nous avons modélisé le cycle combiné et calculé ses performances et nous avons aussi évalué la quantité de CO_2 émis par cette installation.

Chapitre III
Etude des procédés de captage du co_2

III.1. Emission atmosphériques

La production d'énergie et d'électricité nécessitant une source d'énergie primaire : charbon, gaz, uranium, soleil, vent ou eau génère des pollutions atmosphériques et des gaz à effet de serre. Différentes techniques sont utilisées pour réduire ces émissions atmosphériques.

Les centrales thermiques à flamme, qui représentent aujourd'hui une part très importante des installations dans le monde, émettent généralement du dioxyde de soufre (SO_2), des oxydes d'azote (NO_x), du dioxyde de carbone (CO_2) et des poussières [13].

La production totale d'électricité est responsable de 42,5 % des émissions mondiales de CO_2.
Les centrale à cycle combiné gaz (CCG) permet, à quantité d'énergie produite égale, de réduire les émissions de CO_2 de moitié, grâce aux installations dépolluantes. Les émissions de dioxyde de souffre (SO2) sont trois fois moindres et celles d'oxydes d'azote (NOX) 20 fois moindres.
L'utilisation du gaz comme combustible est un second facteur de réduction de ces émissions, car le gaz est un combustible intrinsèquement propre, notamment à l'égard des poussières.
Par ailleurs, grâce à la technologie de refroidissement par aérocondenseur, la consommation d'eau pour alimenter le CCG serait réduite à 10 m^3/h, contre 30 000 m^3/h en circuit ouvert de centrale classique [14].

Les gaz à effet de serre (GES) sont des composants gazeux qui absorbent le rayonnement infrarouge émis par la surface terrestre et contribuent ainsi à l'effet de serre. L'augmentation de leur concentration dans l'atmosphère terrestre est l'un des facteurs à l'origine du réchauffement climatique. Un gaz ne peut absorber les rayonnements infrarouges qu'à partir de trois atomes par molécule, ou à partir de deux si ce sont deux atomes différents [15].

Les principaux GES naturellement présents dans l'atmosphère sont :

- la vapeur d'eau (H_2O) et les gouttelettes d'eau des nuages sont à l'origine de 72 %, soit près des trois quarts de l'effet de serre total. Le réchauffement climatique accentue l'évaporation de l'eau ce qui assèche les terres, accroît l'effet de serre et le réchauffement des océans ;
- le dioxyde de carbone (CO_2), est le principal (en quantité) gaz à effet de serre produit par l'activité humaine, 74 % du total (tous modes d'émissions réunis).
- méthane (CH_4) rejeté, entre autres, par le dégel du permafrost ;
- le protoxyde d'azote (N_2O) ;
- l'ozone (O_3).

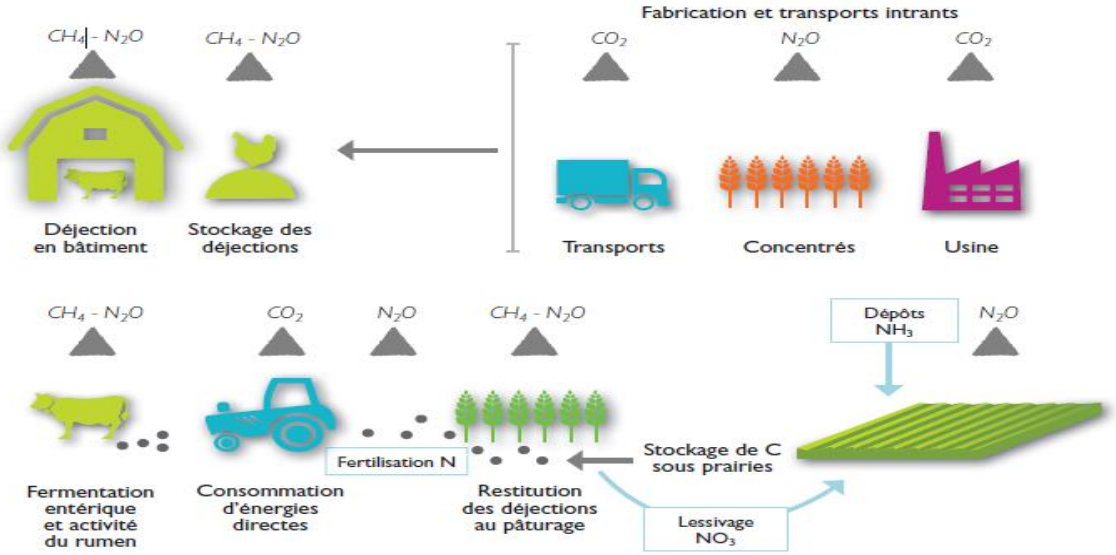


Figure III.1: Principaux gaz à effet de serre [16].

III.1.1.Etat actuel mondial, national et de la centrale de RAS-DJINET vis-à-vis des émissions.

Les émissions mondiales de CO_2 des énergies fossiles, première cause du réchauffement climatique, ont connu en 2018 une hausse inédite depuis sept ans.

Ces émissions liées à l'industrie et à la combustion du charbon, du pétrole, du gaz devraient croître de 2,7% (fourchette de 1,8 à 3,7%) par rapport à 2017, après une hausse de 1,6% l'an dernier ayant suivi trois années quasiment stables. Il faut remonter à 2011 et la sortie de la crise financière de 2008 pour trouver pire taux, souligne le climatologue Glen Peters, pour qui « nous avons complètement dérapé » [17].

Les émissions de CO_2 liées à l'industrie et à la combustion d'énergies fossiles devraient croître de 2% cette année par rapport à 2016 (entre 0,8% et 2,9%), et atteindre un record de 36,8 milliards de tonnes, après des années 2014 à 2016 quasiment stables, souligne le Global Carbone Project dans son 12e bilan annuel, réalisé par des scientifiques du monde entier [18].

Les émissions mondiales anthropiques de CO_2 liées à l'énergie augmentent constamment depuis 1970, qui marquent le début des calculs les évaluant sur la base des consommations observées de combustibles fossiles.

En 2018, après une courte période (trois ans) d'augmentation moins rapide, elles ont fortement augmenté. En décembre 2018, une pré-estimation donnait +2,7 % par rapport à 2017 (publiée

Le 5 décembre, lors de la COP24, par Global Carbone Project, calculée d'après des sources gouvernementales encore incomplètes). Cette estimation a été mise à jour trois mois plus tard par l'Agence internationale de l'énergie (corrigée à +1,7 %, correspondant à 33,1 Gt, ou milliards de tonnes de CO_2 émises en 2018). Cette hausse résulte de celle de la consommation d'énergie : +2,3 %, soit le double de la progression moyenne observée depuis 2010 (avec notamment une hausse de la demande en électricité qui a été de +4 % par rapport à 2017); cette demande supplémentaire a été satisfaite à 70 % par des combustibles fossiles, surtout gaz et charbon ; les rejets de CO2 dus au charbon ont progressé de 2,9 % ; la progression des énergies renouvelables (+4 %) et du nucléaire (+3,3 %) ont réduit de 25 % l'augmentation des émissions de CO_2. Celles de la Chine ont progressé de 2,5 %, celles des États-Unis de 3,1 % et celles de l'Inde de 4,8 % ; en revanche, celles de l'Europe ont reculé de 1,3 %, en particulier en Allemagne (-4,5%) [13].

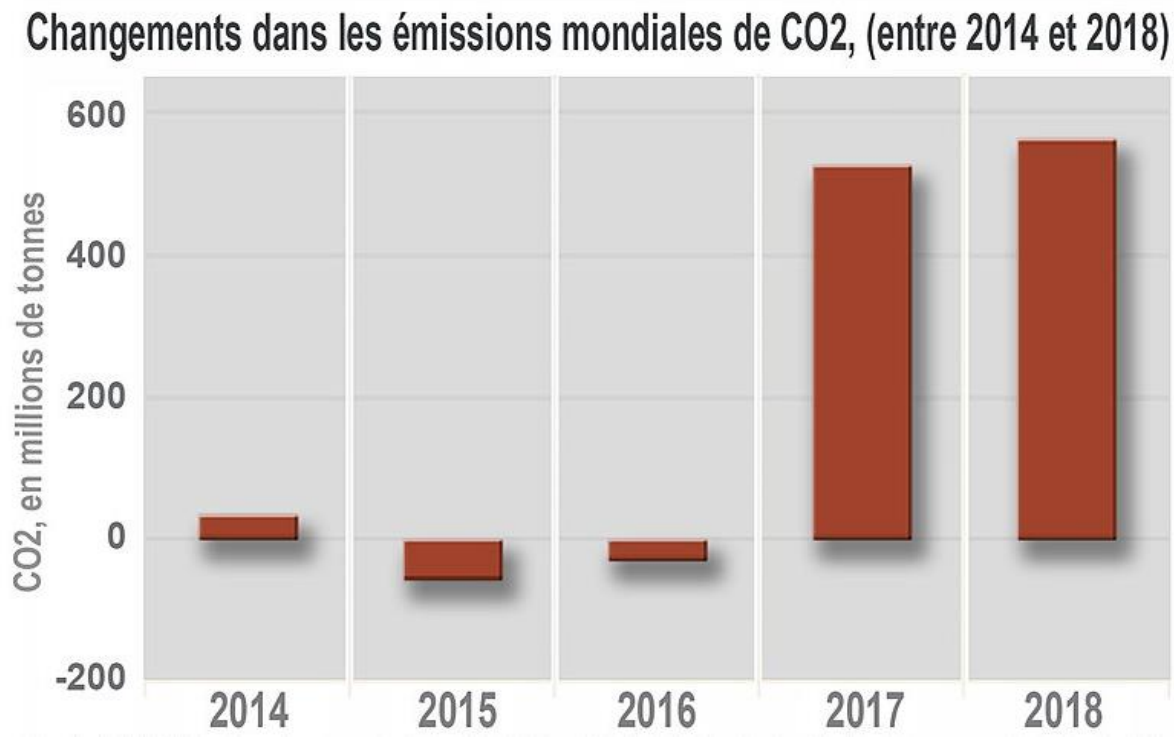


Figure III.2: Variation des émissions mondiales de CO2 anthropique de 2014/2018 [15]

III.1.2.E tat actuel national :

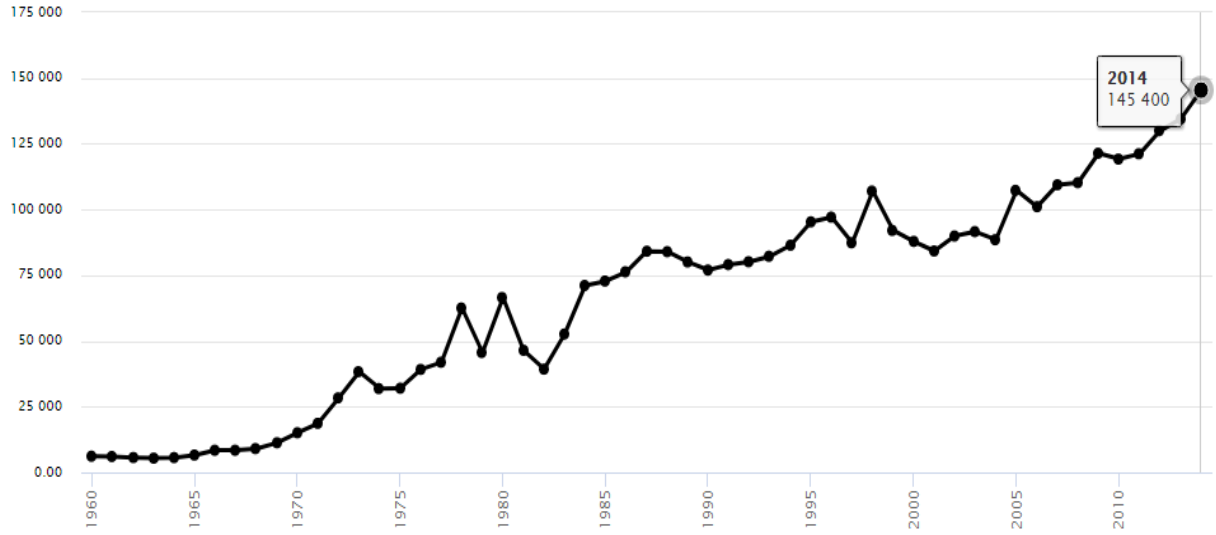


Figure III.3: Emissions de CO2 (tonne métrique) en Algérie. [13]

En effet, l'Algérie, le plus grand pays d'Afrique, de la Méditerranée et du monde arabe, de par sa surface.

Pour l'ensemble de la période 1960-2014, on enregistre une moyenne annuelle de 65 903,46. Le changement enregistré entre la première et la dernière année est de 2260 %. C'est en 2014 qu'on enregistre la valeur la plus élevée (145 400,22) et c'est en 1963 qu'on enregistre la valeur la plus basse (5 427,16). Nous disposons des résultats pour 55 années.
Sur la base des cinq dernières valeurs disponibles, on peut estimer qu'en 2020 la valeur devrait osciller autour de 171 022. Cette prévision présente un niveau de fiabilité très élevé puisque les variations des cinq dernières valeurs disponibles ont une structure très linéaire.
En 1960, par rapport aux données mondiales disponibles, la part relative de ce pays est de 0,00 %. En 2014, cette même part est de 0,00 % [19]

III.1.3.état actuel de la nouvelle centrale de RAS-DJINET :

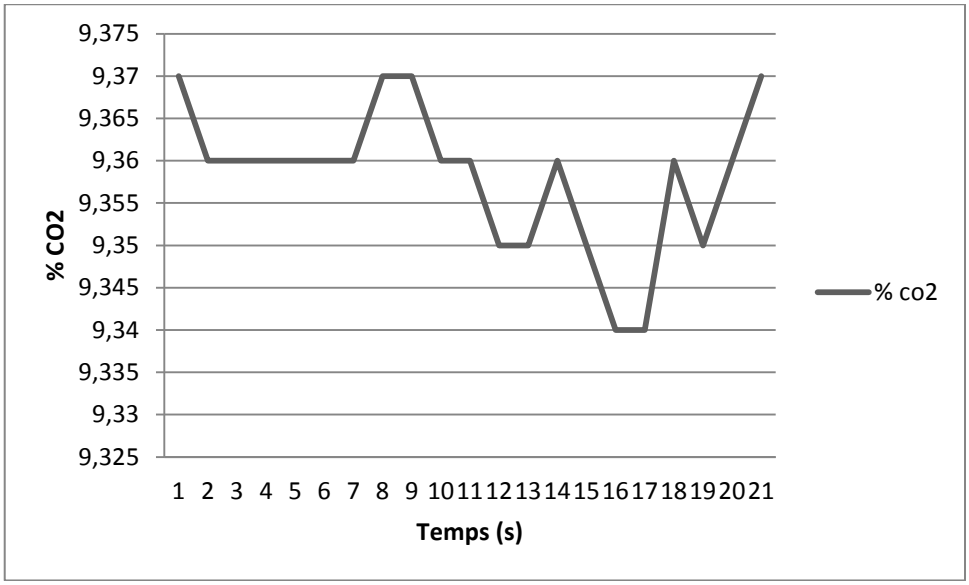


Figure III.4: Variation de % de CO_2 par second dans la nouvelle centrale de RAS-DJINET [3].

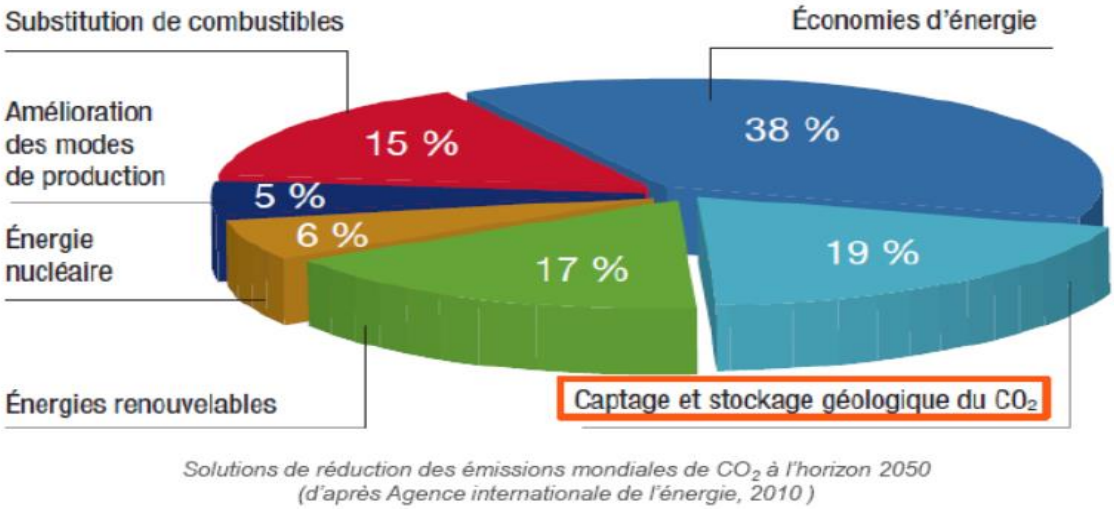
On voit que le pourcentage des émissions de CO_2 varie en fonction de temps.

III.2.Réduction des émissions de CO2

Le gaz carbonique ou dioxyde de carbone (CO_2) est un gaz incolore, inodore et non toxique, formé lors de la combustion du carbone et de la respiration d'êtres vivants, et considéré comme gaz à effet de serre. On entend par émissions la libération de gaz à effet de serre ou de précurseurs de tels gaz dans l'atmosphère[19].
Pour répondre à l'objectif de réduction des émissions de CO_2, il faut suivre Plusieurs stratégies :

- **Réduire la consommation d'énergie**.
- **Réduire le contenu carbone de l'énergie** (Recycler et transformer le CO_2)
  La deuxième voie consiste à réduire le contenu carbone de l'énergie en favorisant l'utilisation du gaz naturel ou l'incorporation d'un carbone recyclé (biocarburants et carburants de synthèse) et en développant le vecteur hydrogène.
- **Promouvoir les énergies non émettrices de CO_2** (énergies renouvelables et nucléaire)
- **Améliorer l'efficacité énergétique.**

- **Capter, Transporter et stocker le CO_2 :**La technologie de Captage et Stockage du CO_2 (CSC) est considérée comme une des principales solutions pour limiter les rejets de gaz à effet de serre (CO_2) et lutter contre le réchauffement climatique.



Solutions de réduction des émissions mondiales de CO_2 à l'horizon 2050 (d'après Agence internationale de l'énergie, 2010)

Figure III.5: Stratégies de réduction des émissions de GES [20].

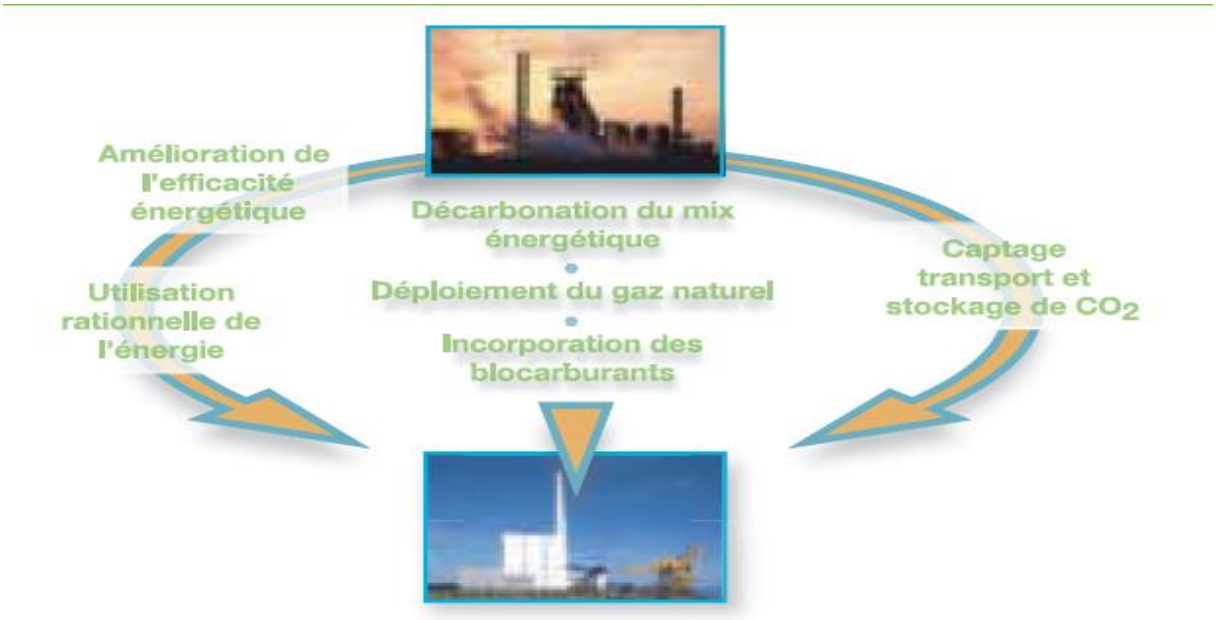


Figure III.6 : Différents voies de la réduction des émissions [19].

III.3.Système de contrôle du CO_2

L'émission de polluants résulte d'une multitude d'activités (industrie, transports, …) qui modifient la composition de l'atmosphère et dégradent la qualité de l'air. Le contrôle des émissions de polluants gazeux dans l'atmosphère est devenu un enjeu majeur pour la protection de la santé des personnes et de l'environnement.

Pour prévenir ces risques, la réglementation a défini des seuils limites de rejets pour certaines substances polluantes .La mesure des émissions constitue un instrument important pour l'appréciation et l'évaluation des sources de polluants. Elle permet de déterminer et de corriger des divergences par rapport aux prescriptions en matière de protection de l'air, et de maintenir et d'améliorer ainsi la qualité de l'air que nous respirons, Le contrôle des rejets canalisés permet de quantifier les émissions atmosphériques : poussières, SO_2, NO_x, CO, CO2, NH3, HCl, HF, mercure, métaux lourds, dioxines/furannes, HAP.

Qu'il s'agisse d'un appareil de mesure de nanoparticules ou d'un analyseur de combustion, il existe différentes possibilités de garder les émissions sous contrôle dans l'industrie et de pouvoir réagir lorsque des limites sont dépassées. Cette aide peut vous être apportée par des appareils techniques [21].

Figure III.7 : Appareil de mesure des émissions [21].

L'analyse de combustion sur les installations industrielles doit souvent se faire dans des conditions extrêmes, par exemple à des températures élevées, une humidité élevée ou en présence d'une forte charge en poussières des fumées. Les mesures des émissions ont souvent lieu dans des processus énergivores qui exigent une grande quantité de matières premières et qui rejettent beaucoup d'émissions telles que le monoxyde de carbone (CO), le dioxyde de carbone (CO_2), les oxydes d'azote (NO_X) ou le dioxyde de soufre (SO_2).

Ces émissions sont régies par des règlements sévères pour garantir le respect des valeurs limites et pour optimiser les processus et opérations. Grâce à une multitude de sondes de combustion, de capteurs et d'options spéciales telles que la dilution automatique ou la préparation des gaz Peltier, les analyseurs de combustion ont été développés spécialement pour les exigences extrêmes.

Pour prévenir ces risques, la réglementation a défini des seuils limites de rejets pour certaines substances polluantes et impose des contrôles périodiques dont les fréquences dépendent du type d'activité [22].

III.4.Captage –stockage et transport du CO_2

Le captage-stockage du CO_2(le dioxyde de carbone) pourrait être une solution de transition acceptable pour diminuer les rejets de gaz à effet de serre à l'atmosphère en attendant l'avènement de moyens de production nouveaux sans émission de CO_2.
Le captage et le stockage géologique du CO_2consistent à capter ce gaz produit par les installations industrielles avant son rejet à l'atmosphère et à le réinjecter dans des structures géologiques adéquates pour l'y stocker sur des périodes de temps longues. Il concerne les installations fixes et centralisées de CO_2, Principalement la production d'énergie à partir de combustibles fossiles et l'industrie lourde, à l'exclusion d'une autre source importante de CO_2, les transports [23].

Dans beaucoup de cas, le CO_2Dioxyde de carbone, avec la vapeur d'eau, c'est le principal gaz à effet de serre (GES) de l'atmosphère terrestre... d'origine anthropique. Anthropique est un adjectif signifiant "qui est en rapport avec l'espèce humaine"... résulte de la combustion d'énergies fossiles. Plusieurs méthodes existent mais elles présentent souvent l'inconvénient d'un coût élevé ou imposent de modifier les installations des usines.

Les fumées ne sont pas composées uniquement de CO_2, il faut donc d'abord séparer le CO_2 des autres éléments constitutifs des fumées. S'il est facile de séparer le CO_2 de la vapeur d'eau, cela est plus complexe de le séparer de l'azote ; élément présent en grande quantité dans l'air (environ 80 %). La séparation du CO_2 de l'azote, qui requiert beaucoup d'énergie, est coûteuse, Le Groupe d'experts intergouvernemental sur l'évolution du climat (estime que cette étape compte pour les deux tiers du coût global du captage-stockage.

On pourrait imaginer d'éviter cette phase en captant et en stockant l'intégralité des fumées. Mais celles-ci ne contiennent en moyenne qu'entre 3 et 15 % de CO_2. Ne pas séparer le CO_2 conduirait à transporter et stocker des quantités très importantes de gaz avec des conséquences majeures sur les tailles des infrastructures de transport et sur les capacités de stockage à mettre en œuvre [24].

III.4.1.captage de CO_2

Le captage est la phase qui consomme le plus d'énergie généralement le captage du CO_2 s'effectue directement en sortie de la cheminée d'une centrale ou d'un complexe industriel (figure III.8).

Des porcidés chimiques sont utilisée pour séparer de CO2 de l'air. Une fois séparé des autres constituants des fumées, il est acheminé vers le lieu de stockage avec des gazoducs. Plusieurs étages de compression sont généralement nécessaires pour faire face aux pertes de charge. Le lieu de stockage peut être un aquifère salin, un puits de pétrole ou de gaz naturel épuisé ou un gisement houiller non exploitable. L'injection du CO_2 dans les océans est aussi envisagée [25].

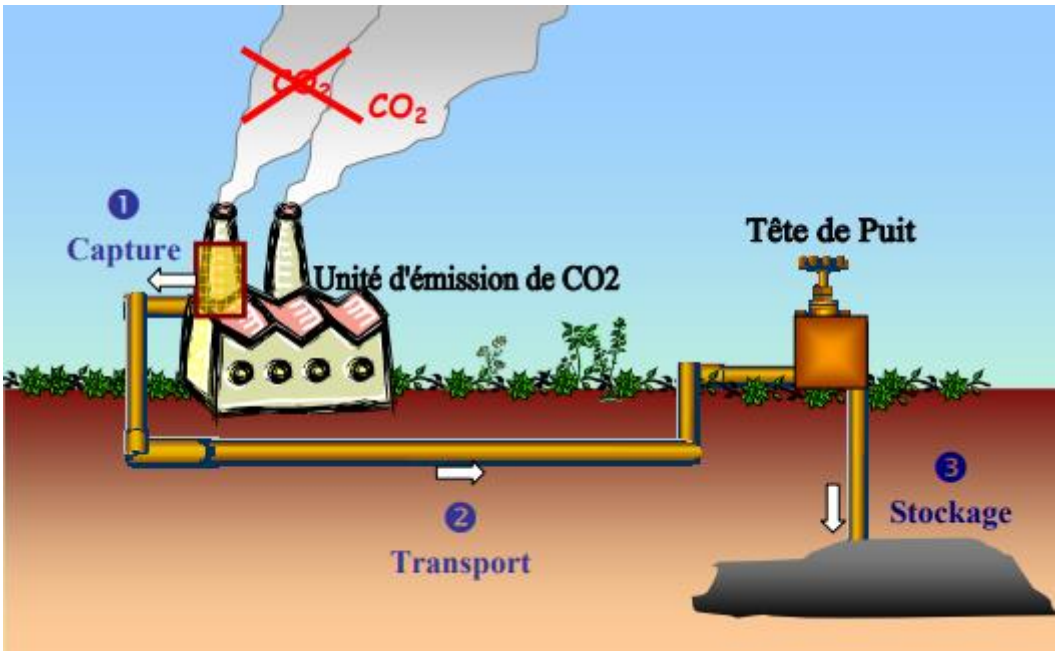


Figure III.8 : Synoptique du captage et stockage du CO2 [25].

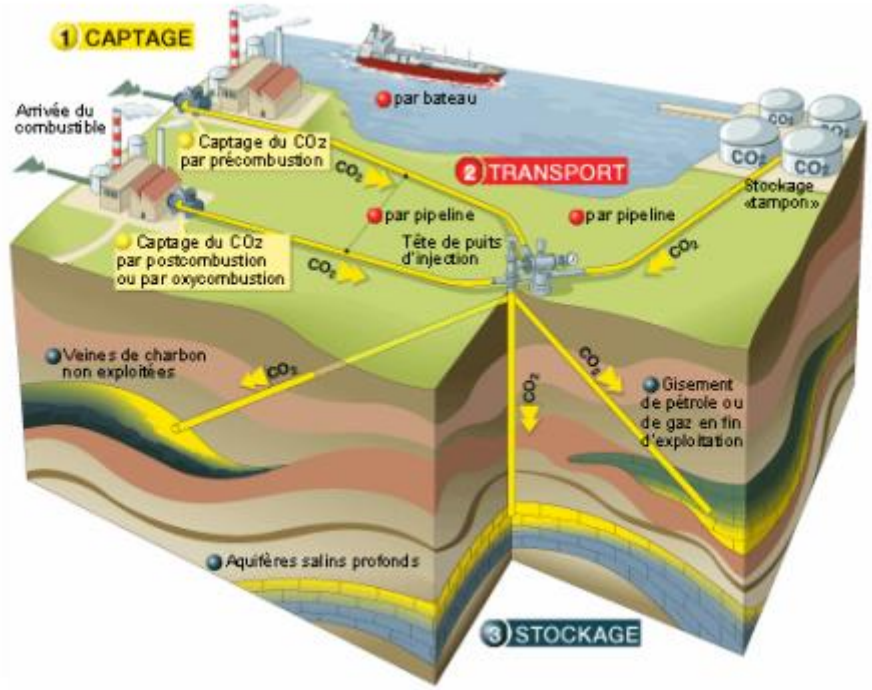


Figure III.9 : Chaîne captage, transport et stockage du CO_2[26].

Nous pouvons constater sur la figure III.9 ; qu'il existe 3 variantes de captage du CO_2, connues sous les termes de précombustion, postcombustion et d'oxy-combustion.

- Le procédé de captage en postcombustion consiste à purifier les fumées par absorption chimique à l'aide d'un solvant du type amine.

- L'oxy-combustion ne s'adresse pas directement au captage du CO_2 mais en facilite plutôt la récupération, grâce à l'oxygène.

- Le procédé de captage en précombustion se caractérise par la conversion des combustibles en gaz de synthèse puis en dioxyde de carbone.

Le choix d'une méthode repose sur :

- la nature de l'installation industrielle (nouvelle ou existante).
- la composition des fumées à traiter.
- la nature du combustible [22].

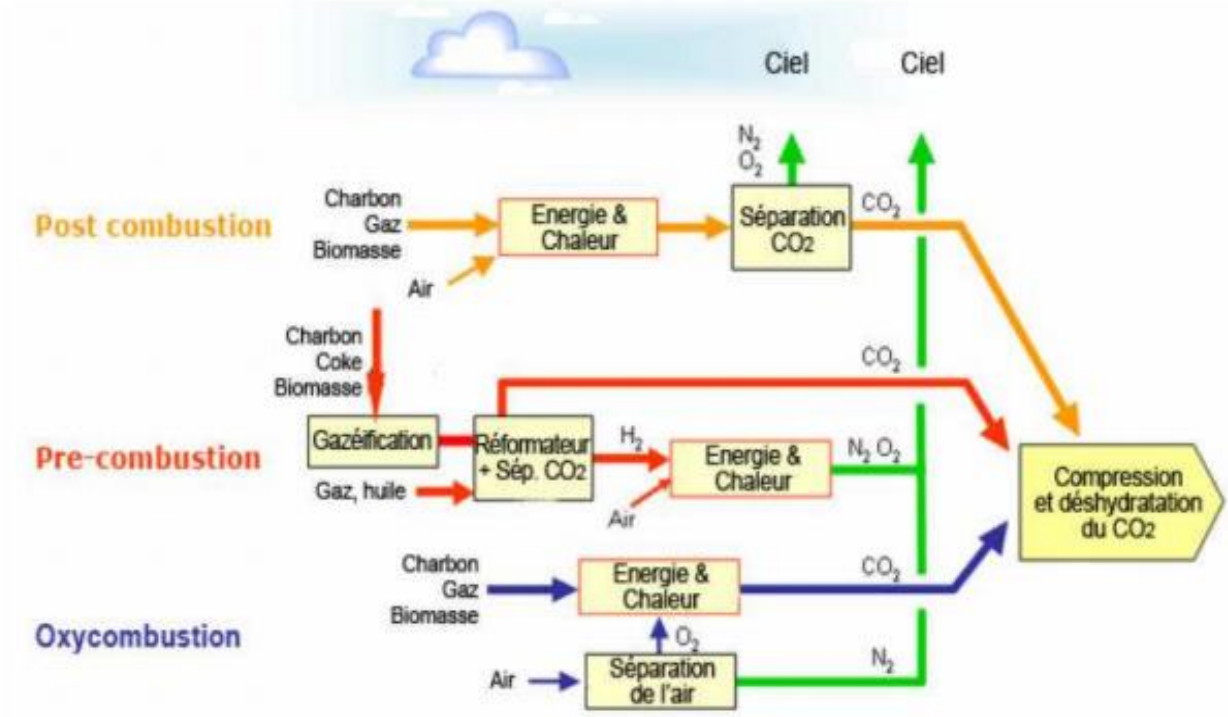


Figure III.10: Trois voies de captage du CO2 [27].

Chacune ayant plusieurs variantes. Elles nécessitent :

- soit de compléter les installations industrielles existantes par une installation supplémentaire : par exemple, pour le procédé de postcombustion, le CO2 présent dans les fumées est adsorbé à l'aide d'un réactif ou d'un solvant spécifique
- soit de modifier sensiblement le procès existant : par exemple en« revampant » (transformant) une chaudière pour qu'elle fonctionne avec de l'oxygène, c'est le procédé d'oxycombustion.

III.4.1.1.Captage du CO2 en postcombustion

Cette technique est aujourd'hui la mieux maîtrisée. Elle consiste à extraire le CO_2 des fumées de combustion à l'aide d'un solvant chimique liquide. Celui-ci se lie au CO_2 et le couple solvant-CO_2 est séparé du reste de la fumée. Puis le couple solvant-CO_2 est dissocié à son tour par un procédé thermique qui permet la régénération du solvant pour qu'il se fixe de nouveau au CO_2. La postcombustion présente l'avantage de pouvoir être appliquée aux installations existantes puisqu'elle nécessite peu de modification des usines [28].

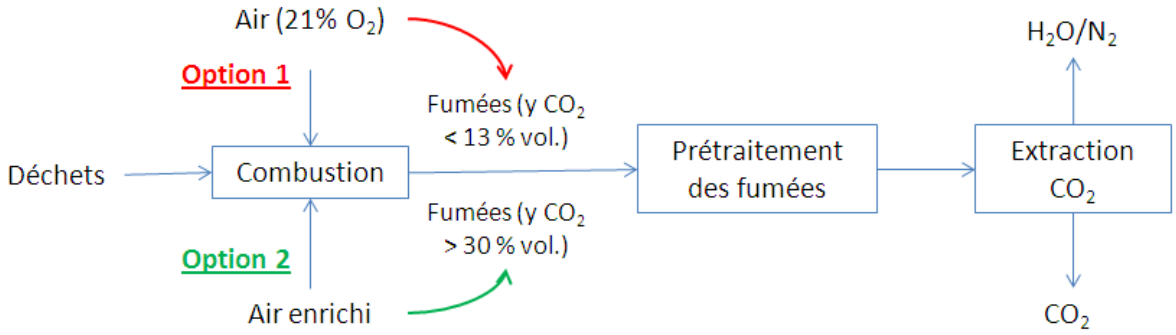


Figure III.11 : Captage du CO2 en postcombustion [29].

Un certain nombre de techniques de séparation matures et déjà utilisées dans l'industrie peuvent être envisagées pour le captage du CO_2 dans des fumées de postcombustion :
- Absorption par solvants chimiques ou physiques,
- Adsorption sur solides,
- Séparation membranaire,
- Cryogénie.

Cependant ces techniques sont loin d'être équivalentes en termes de sélectivité, de coût de fonctionnement, d'infrastructures et de prétraitements nécessaires.

L'avantage de la postcombustion est qu'elle peut théoriquement être appliquée à de nombreuses centrales et unité industrielles existantes.
Ses inconvénients sont sa consommation énergétique, et sa consommation de solvant et sa production de déchets.

III.4.1.2.Captage du CO_2 en précombustion

Une autre voie de captage du CO_2 envisagée est la précombustion qui consiste à extraire le CO_2 à la source avant toute combustion (ou plus précisément oxydation complète). Dans ce cas il s'agirait de transformer les déchets solides en gaz de synthèse, puis en un mélange H2/CO2 et à en extraire le CO_2 afin de produire de l'hydrogène qui pourra être valorisé sous forme d'énergie (piles à combustibles, turbines à gaz) sans émettre de CO_2 [29].

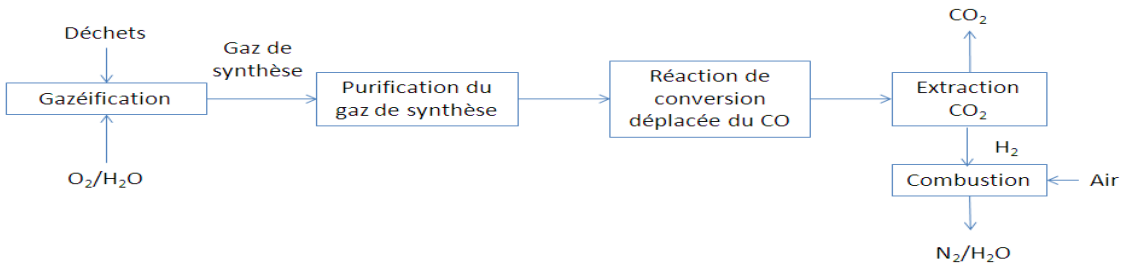


Figure III.12 : Captage du CO_2 en précombustion [29].

III.4.1.3.Captage du CO2 en oxycombustion

L'oxycombustion est un procédé de combustion dans lequel le gaz comburant n'est plus de l'air mais de l'oxygène « pur » (pureté généralement supérieure à 95%). L'objectif est d'augmenter la teneur enCO_2 des fumées de combustion en éliminant le ballast d'azote, Dans un schéma classique de combustion, on utilise de l'air. Ce procédé génère d'importants volumes de fumées, dans lesquels le CO_2 est très dilué. L'oxycombustion consiste à brûler l'énergie fossile avec l'oxygène pur ; les fumées qu'elle génère contiennent essentiellement du CO_2, et de l'eau sous forme de vapeur, faciles à séparer. L'étape préliminaire aura donc consisté à séparer l'oxygène des autres constituants de l'air, principalement l'azote [28].

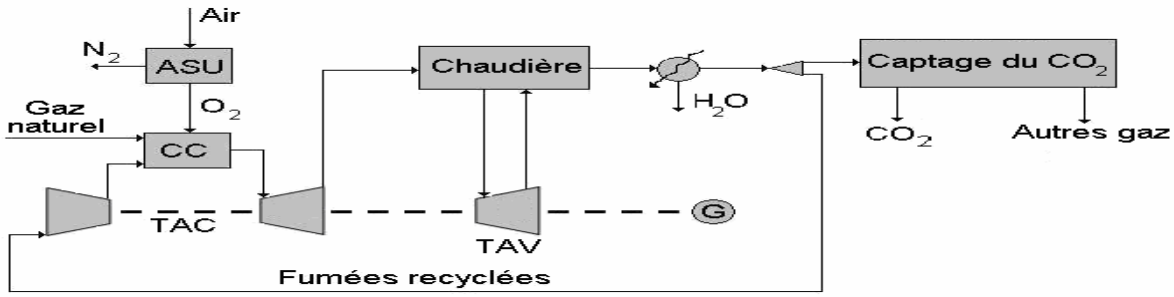


Figure III.13 : Schéma de principe du cycle O2/CO2 (oxycombustion) appliqué à un cycle combiné [30]

Les fumées sortant de la chaudière sont riches en CO2 mais il faut encore les purifier et compresser le flux de CO2 final. Etant donné la grande concentration en CO2, un procédé frigorifique fonctionnant aux alentours de 223 K est tout indiqué pour séparer à cette température le CO2 des gaz non-condensables tels que l'argon, l'oxygène ou encore l'azote [30].

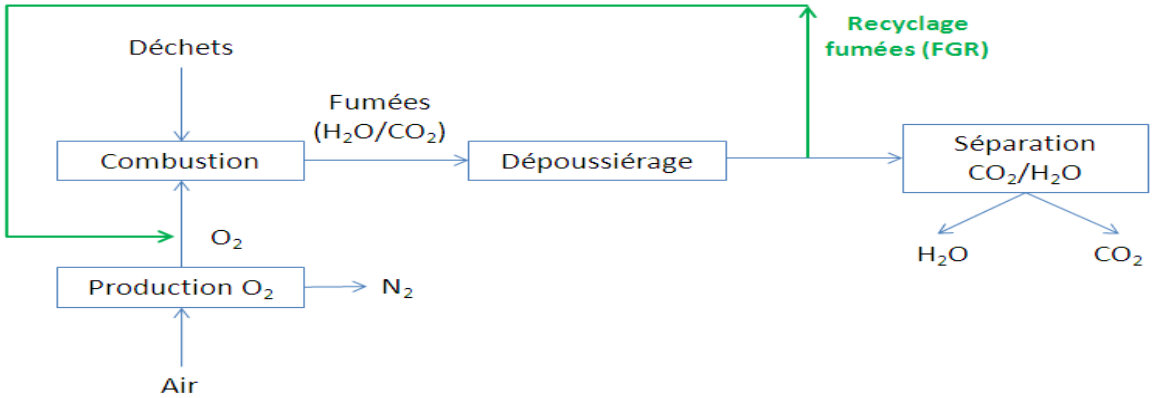


Figure III.14: Captage du CO_2 par oxycombustion [29].

Chaque solution implique une étape de séparation: O_2/N_2 pour l'oxy-combustion, CO_2/H_2 pour le captage précombustion et CO_2/N_2 pour le captage postcombustion. L'analyse de chacune des solutions technologiques a été revue par Bredesen et al. [33,34]. Bien que la postcombustion soit la solution la plus contraignante au niveau de la séparation du fait de la faible concentration en CO_2, elle reste néanmoins la plus applicable d'un point de vue industriel puisqu'elle ne requiert aucune modification des installations a priori [27].

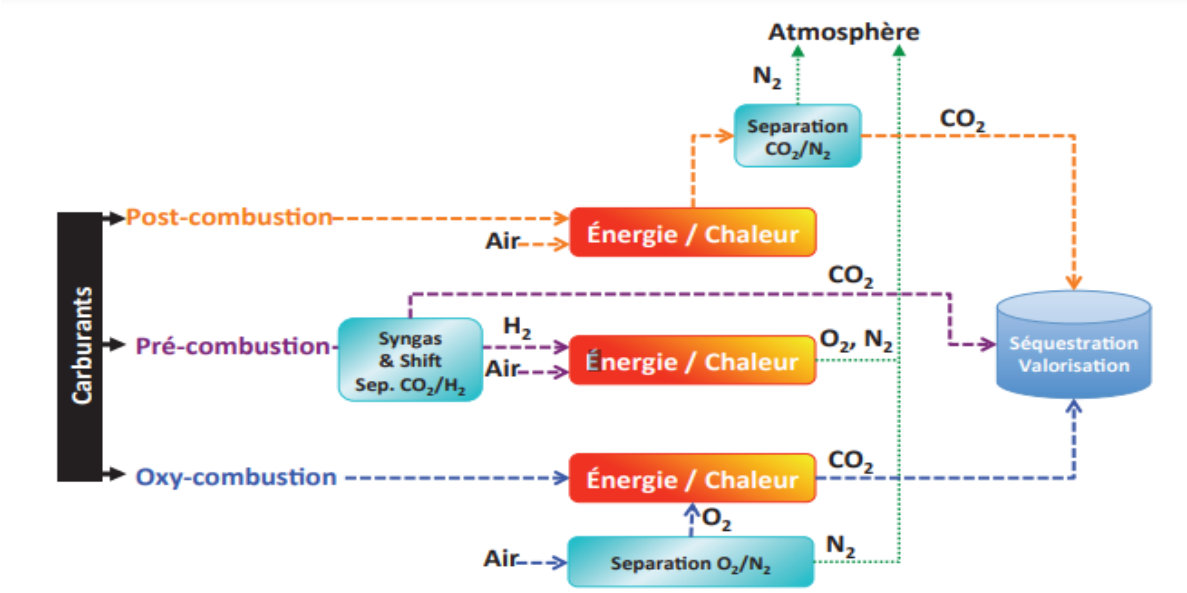


Figure III.15 : Schématisation des procédés de captage du CO_2 par post- pré- et oxycombustion [29].

Chaque technologie doit également améliorer ses performances spécifiques :

- **Postcombustion** : amélioration des performances des agents de séparation (solvants, membranes) en termes de stabilité, sélectivité et capacité de régénération;
- **Oxycombustion** : maîtrise du procédé (brûleur, chambre de combustion) et recherche d'agents de transfert de l'oxygène efficaces (oxydes métalliques);
- **Précombustion** : mise au point de turbines à hydrogène de grande taille [15].

Le CO_2 capté n'est jamais pur à 100%, car selon la nature du combustible (pétrole, gaz naturel ou charbon) et le type de captage (postcombustion, oxycombustion ou précombustion), on retrouvera différents métaux lourds en mélange gazeux avec le CO_2. Leur influence potentielle sur le transport et les installations de surface reste à ce jour complexe et peu connue [33].

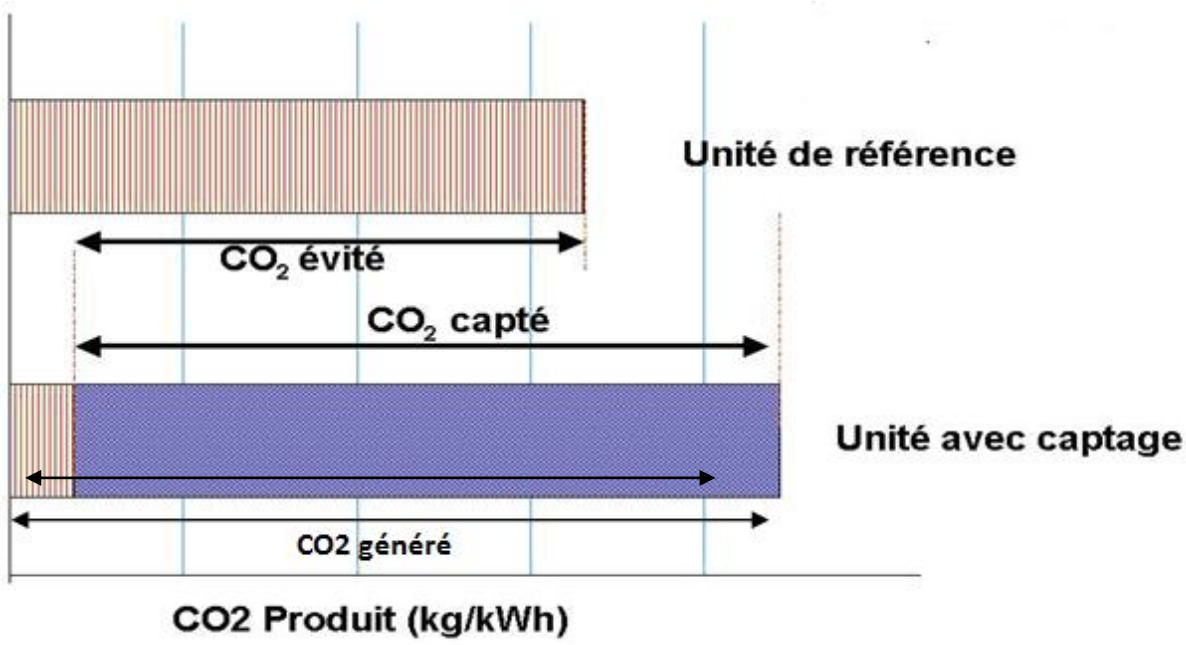


Figure III.16: Bilan de CO_2 [33].

La problématique de capture dans les centrales thermiques peut s'exprimer de la manière suivante:

- conditions du gaz à traiter : débit, composition, pression, température

- possibilité d'intégration technologique et énergétique du procédé de capture

- pénalité énergétique et coût.

III.4.2.Transport du CO_2

Après la phase de captage, le dioxyde de carbone (CO_2) doit être transporté jusqu'à un site de stockage permanent puis injecté dans le sous-sol. Certaines précautions doivent être prises pour que le CO_2 puisse rester confiné pendant des milliers d'années.
Le transport du CO_2 n'est pas une étape techniquement compliquée puisque les méthodes de transport des gaz naturels en général sont maîtrisées [33].

Le transport semble être l'étape la mieux maitrisée, deux solutions existent :

III.4.2.1.le transport par canalisation

Pour de grandes quantités, le transport par pipelines est économiquement préférable, notamment sur des distances moyennes.

III.4.2.2.le transport par camions ou navires

Pour de plus petites quantités, ainsi que de plus grandes distances à parcourir, le bateau, la route, ou le rail, pourraient être une meilleure alternative que le transport par pipelines.
Mais avant d'être transporté, le CO_2 doit d'abord être placé en condition supercritique, c'est à dire qu'il doit être mis dans des conditions de température et de pression suffisamment élevé pour pouvoir être transporté de manière rentable. Sous cette forme, le gaz possède l'avantage d'avoir une viscosité proche de celle d'un gaz et une densité proche de celle d'un liquide. [34].
Reste à savoir si les capacités de stockage sont situées près des zones les plus émettrices de CO_2, faute de quoi la question du transport deviendra insoluble.

III.4.3.Le stockage géologique du CO_2

Une partie du CO_2 capté peut être valorisé dans l'industrie agro-alimentaire ou chimique. Cependant les besoins sont très inférieurs aux quantités qu'il faudrait traiter en vue de la lutte contre le changement climatique, d'où la nécessité du stockage dans des sites adaptés.

Trois types de stockage retiennent pour le moment l'intérêt des experts :

III.4.3.1.Les aquifères salins

L'eau des aquifères les plus profonds est salée et donc inutilisable pour les usages alimentaires, agricoles ou industriels. Emprisonner du CO_2 dans ces aquifères profonds qui ne contiennent pas d'eau potable apparaît la solution plus adaptée. Ces formations géologiques peuvent s'étendre sur de très grandes surfaces, en mer ou à terre, ce qui offre de grandes capacités de stockage à long terme ; Ce type de stockage est celui dont on considère que les capacités sont les plus importantes.

Mais, pour être utilisables, les aquifères salins doivent être situés à plus de 800 mètres de profondeur et recouverts de couches étanches, capables de résister à la pression du gaz, qui doit y rester confiné pendant des milliers d'années. Le sous-sol doit donc faire l'objet d'études approfondies.

III.4.3.2.Les réservoirs d'hydrocarbures

Ont prouvé, des millions d'années durant, que le pétrole et le gaz pouvaient y être stockés de façon étanche Réemployer les infrastructures des champs en fin de vie permet de réduire les coûts des opérations de stockage du CO_2. Mais les capacités estimées –moins de 1 000 milliards de tonnes - sont cependant très inférieures à celles des aquifères profonds. En outre, ces réservoirs ne sont pas toujours situés à proximité des sources de CO_2.

III.4.3.3.La récupération de pétrole dans un champ via l'injection du CO_2

On peut améliorer la récupération de pétrole en injectant du CO_2 dans le gisement. Ce type d'utilisation est intéressant parce qu'on donne une valeur commerciale au CO_2. Mais le bilan en termes d'émissions de gaz à serre doit prendre en compte l'ensemble du CO_2 stocké contre le CO_2 émis durant la transformation et la consommation du pétrole qui a été produit. Le potentiel de cette voie est cependant largement inférieur aux enjeux du changement climatique [33].

III.5.Captage postcombustion

L'objectif est d'extraire le CO_2 dilué dans les fumées de combustion. Ce procédé peut s'intégrer aux installations existantes, en tenant compte de la place disponible au sol et des modifications de rendement induites.

La technologie de captage du CO2 en postcombustion est considérée comme la solution la plus aboutie sur le plan industriel.
La postcombustion, technique la plus ancienne et la mieux éprouvée, permet de capter le CO2 présent dans les fumées de combustion qui se dégagent lorsqu'un combustible est brûlé dans l'air. Les fumées passent dans une colonne de lavage où le CO2 présent est absorbé sur un solvant chimique (généralement à base d'amines1), formant un composé avec celui-ci. Il est ensuite nécessaire de séparer le CO2 du solvant en chauffant ce dernier dans une unité de régénération. Cette étape consommatrice d'énergie est à l'origine d'un surplus de 20 à 30 % d'énergie consommée dans les centrales équipées en CCS. Le solvant régénéré peut ensuite être réutilisé. Ce solvant devient toutefois progressivement inutilisable par oxydation avec l'oxygène résiduel dans les fumées de combustion. Cela implique une consommation d'amines de l'ordre de 1 à 1,5 kg par tonne de CO2 produit ainsi que la formation de déchets liquides acides à éliminer.
La postcombustion permet typiquement d'extraire 75 à 95 % du CO_2 présent dans les fumées. Le flux de CO_2 obtenu est concentré à plus de 99 %, même si de faibles quantités de solvant sont toujours présentes comme impuretés [35].
Il existe différents procédés pour réaliser le captage par postcombustion, le plus courant à l'heure actuelle, étant généralement celui du captage du CO2 par des amines faisant office de solvants chimiques.
L'unité de captage peut être, a priori, ajoutée aux installations existantes, ce qui en fait une filière intéressante car elle peut ainsi s'appliquer à diverses industries. Toutefois, on doit prendre en compte que des modifications non négligeables sur l'installation existante peuvent être nécessaires et que la mise en place de cette option engendre une augmentation énergétique de l'ensemble des installations. Des améliorations au processus devront être réalisées avant que cette technologie puisse être utilisée à grande échelle industrielle.

Les procédés de captage de CO_2 par postcombustion sont l'absorption, la séparation membranaire, l'adsorption et la distillation cryogénique.

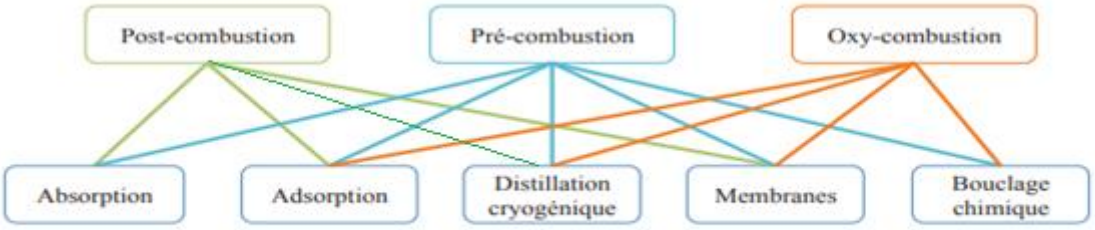


Figure III.17 : Différentes technologies et procédés de captage [35].

Le choix d'une technique convenable dépend des caractéristiques des gaz de combustion desquels le CO2 sera récupéré qui, elles aussi dépendent de l'installation générant ces gaz.

III.5.1. Absorption

Il existe deux types de captage par absorption :

III.5. 1.1.absorption chimique

L'absorption est un procédé de dissolution ou de réaction chimique pendant lequel des molécules de gaz sont dissoutes dans un solvant.

Ce procédé se compose essentiellement d'une colonne d'absorption et d'une colonne de régénération.

L'objectif de ce procédé de captage est de récupérer le CO_2 présent dans les fumées en sortie de chaudière. Le principe repose sur l'utilisation de deux colonnes : une colonne d'absorption permettant de séparer le CO_2 des autres constituants gazeux à l'aide d'un solvant et une colonne de régénération permettant de récupérer le CO_2 sous forme gazeuse et de régénérer le solvant.

Les fumées à traiter sont généralement comprimés avant le procédé de captage pour compenser les pertes de charge dans la colonne d'absorption. Le gaz de postcombustion est refroidi entre 40 et 60°C avant son introduction dans la colonne d'absorption. Elles sont ensuite introduites en pied de colonne d'absorption et le solvant pauvre en tête de colonne.

Tout au long de la colonne, les amines vont réagir avec le CO_2. Le gaz récupéré en tête de colonne d'absorption est épuré enCO_2. Le taux de captage dépend des caractéristiques de La colonne, du solvant, du gaz à traiter et des débits des effluents. Le taux de charge riche de la solution est limité par la capacité d'absorption de l'amine. En effet plus le taux de charge en CO_2 augmente plus la pression partielle du CO_2 à l'équilibre augmente, limitant ainsi la vitesse d'absorption. De plus, une valeur limite du taux de charge riche peut être

Fixée en pratique pour éviter des problèmes de corrosion. Le solvant enrichi en CO_2 sortant en pied de colonne d'absorption est envoyé dans la colonne de régénération après avoir été préchauffé par le solvant régénéré sortant de la colonne de régénération. Ce préchauffage permet de limiter la puissance thermique nécessaire pour amener la température du solvant riche jusqu'à la température de la colonne de régénération. La colonne de régénération est composée d'un rebouilleur et d'un condenseur. Le rebouilleur, situé en pied de colonne, récupère la chaleur de condensation de la vapeur basse pression (BP) pour inverser la réaction entre l'amine et le CO_2. Le condenseur, situé en tête de colonne, condense la vapeur d'eau du flux gazeux et la réinjecte dans la colonne. L'énergie nécessaire à la régénération du solvant est appelée chaleur de régénération ou encore chaleur de rebouillage en référence au rebouilleur de la colonne. Le solvant régénéré est renvoyé vers la colonne d'absorption après avoir préchauffé le solvant riche. Le gaz récupéré en tête de colonne de régénération est essentiellement composé de CO2 et de vapeur d'eau. Ce flux gazeux est alors totalement déshydraté et comprimé. Le CO2 doit être à l'état supercritique pour augmenter sa densité et diminuer les coûts liés au transport et au stockage [36].

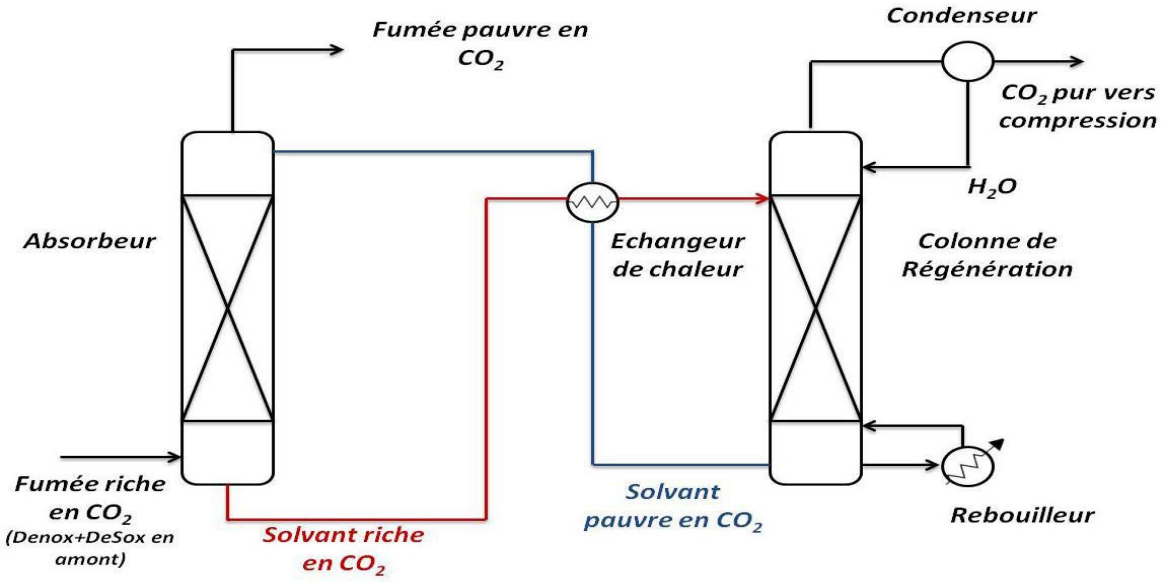


Figure III.18 : Schéma de principe d'un procédé de capture du CO_2 par absorption chimique [36].

La puissance thermique à fournir lors de la régénération peut se décomposer en trois éléments:

- La puissance de chauffage : puissance nécessaire pour amener la température du solvant riche jusqu'à la température du rebouilleur.

- La puissance de réaction : puissance nécessaire pour inverser la réaction entre l'amine et le CO_2.

- La puissance de vaporisation qui permet de vaporiser une partie de l'eau du flux entrant dans la colonne de régénération afin de diluer le CO_2 dans cette colonne.

Cela permet d'assurer d'une force motrice positive pour la désorption du CO_2.

III.5.1.2.absorption physique

L'absorption du CO2 par des solvants dits « physiques » consiste à le séparer par dissolution sans réaction chimique**,** l'absorption se produisant à partir du gaz de synthèse après son rejet à haute pression du processus de gazéification et de purification.

Le CO2 introduit dans l'absorbeur est à forte concentration et s'écoule vers le haut, à contre-courant du solvant pauvre en ,le solvant riche en CO2 est évacué par le bas de la tour et conduit tout d'abord à un turbo-détendeur hydraulique, puis à quatre tambours flash connectés en série, où le CO2 est dés absorbé lorsque la pression est réduite. Le solvant maigre est pompé vers le haut de la tour d'absorption du dernier tambour; le dioxyde de

Carbone est collecté dans les autres tambours et compressé enter la colonne pour la décharge finale, Deux colonnes d'absorption sont installées, la première permettant préférentiellement d'extraire H2S (32 bar, 40°C), la seconde permettant de capter le CO2 et d'obtenir de l'hydrogène contenant une très faible teneur en CO2 (moins de 1 % vol.) [38].

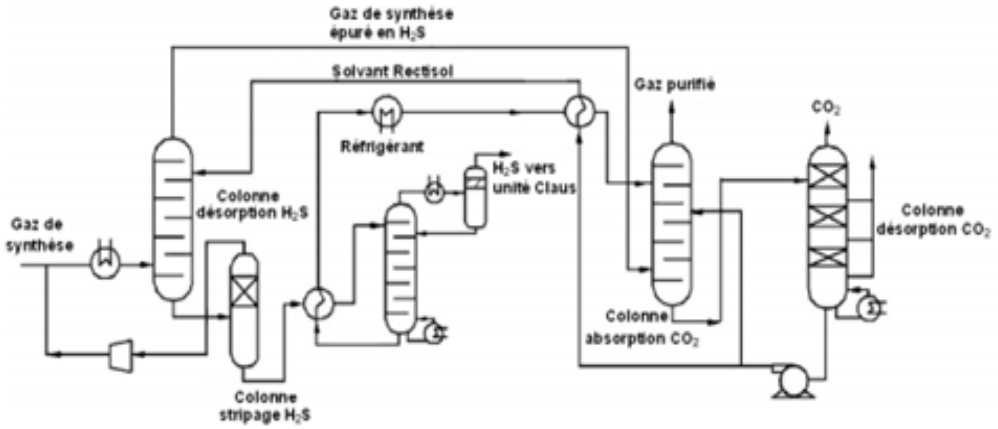


Figure III.19 : Schéma de principe d'un procédé de capture du CO_2 par absorption physique

Les performances d'absorption dépendent majoritairement de la température de mise en contact et de la pression partielle en CO_2 dans les fumées. Une température basse et une pression partielle élevée favorisent l'absorption par la phase liquide.

- Un désavantage de l'adsorption physique par rapport au l'absorption chimique peut résider dans sa viscosité qui est plus élevée, qui est une contrepartie de sa faible volatilité. Ceci tend à réduire les taux de transfert de matière et ainsi l'efficacité d'absorption. Avec ce procédé, il est possible de récupérer 98% du CO2 avec une pureté supérieure à 99%vol.

Dans les procédés de captage par solvants, les deux facteurs majeurs et couteux sont la vitesse de circulation des solvants, qui affecte à la fois la taille des équipements et les frais d'exploitation, et l'énergie requise pour la régénération du solvant [38].

III.5.2. Séparation membranaire

La technologie de séparation de CO2 est principalement utilisée dans la production hydrogène et dans le raffinage de gaz naturel pour éliminer le CO2 des flux de gaz[35]. La séparation par des membranes est un procédée utilisée dans les industries dans des nombreux domaines.
Ils sont bases sur la diffusion sélective d'un ou plusieurs composes à travers une
Membrane sélective.
Ce procédé est déjà utilisée pour la séparation des composée de l'air, pour la séparation de hydrogène et du CO2 issus du gaz de synthèse obtenu après gazéification .cette technologie pourrait donc s'adapter à un captage en précombustion [25].

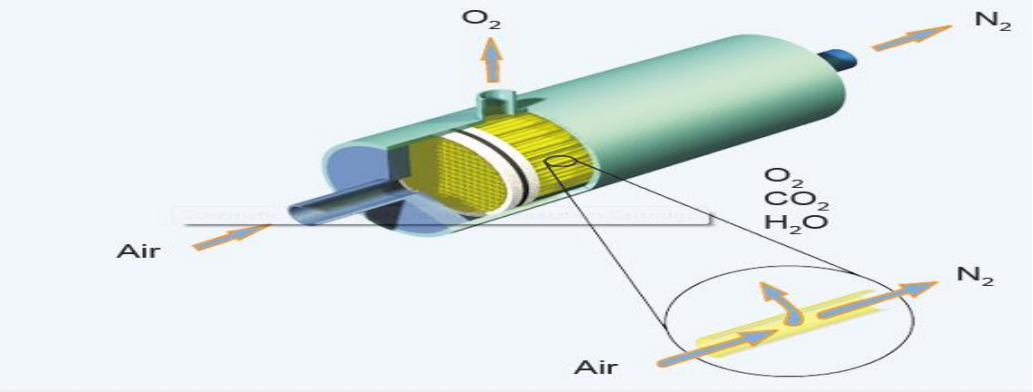


Figure III.20: Schéma de la cartouche de séparation des gaz [40].

Les fumées riches en dioxyde de carbone, issues par exemple d'une centrale thermique, sont comprimées avant d'entrer dans l'unité membranaire ou le module.
Le dioxyde de carbone traverse la membrane et est récupère dans le permet. Le retentât appauvri en gaz carbonique passe dans un détenteur avant d'être renvoyé vers l'atmosphère.

La pureté du dioxyde de carbone dans le permet dépend de la sélectivité de la membrane utilisée. Suivant la pureté souhaitée, il peut être nécessaire d'ajouter un deuxième module de séparation en série avec le premier. En sortie du deuxième séparateur, le dioxyde de carbone est récupéré dans le permet. Le retentât riche en N_2 est soit renvoyé vers l'atmosphère soit mélange à la fumée à traiter, à l'entrée du premier séparateur. L'efficacité du procédé membranaire dépend de la perméabilité et de la sélectivité de la membrane. Les membranes les mieux adaptées à la récupération du dioxyde de carbone dans les fumées sont de type organique (Polysulphones, Polyamides, Dérivées de cellulose…) ou inorganique (métalliques, céramiques…)

La séparation de mélange selon la technologie a membrane s'opère grâce à la différence de la pression partielle sur la surface intérieure et extérieure de la membrane à fibres creuses.

Des gaz qui passent vite a traversé une membrane polymère (par exemple, H_2, CO2, O2, vapeur d'eau, hydrocarbure lourds), arrivent à l'intérieur des fibres et sortant de la cartouche à membrane via une des tubulures des sorties. Des gaz qui passent lentement a traversé la membrane (par exemple, CO, N2, CH4) sortent du module à membrane via la deuxième tubulure de sortie [40].

Pour que le procédé membranaire soit en compétition avec les autres procédés de capture Du dioxyde de carbone, il est nécessaire de fabriquer des membranes plus perméables et Plus sélectives. La sélectivité CO_2/N_2 souvent mentionnée se situe entre 100 et 200 [41].

Un schéma type de ce procède est proposé sur la figure III.22.

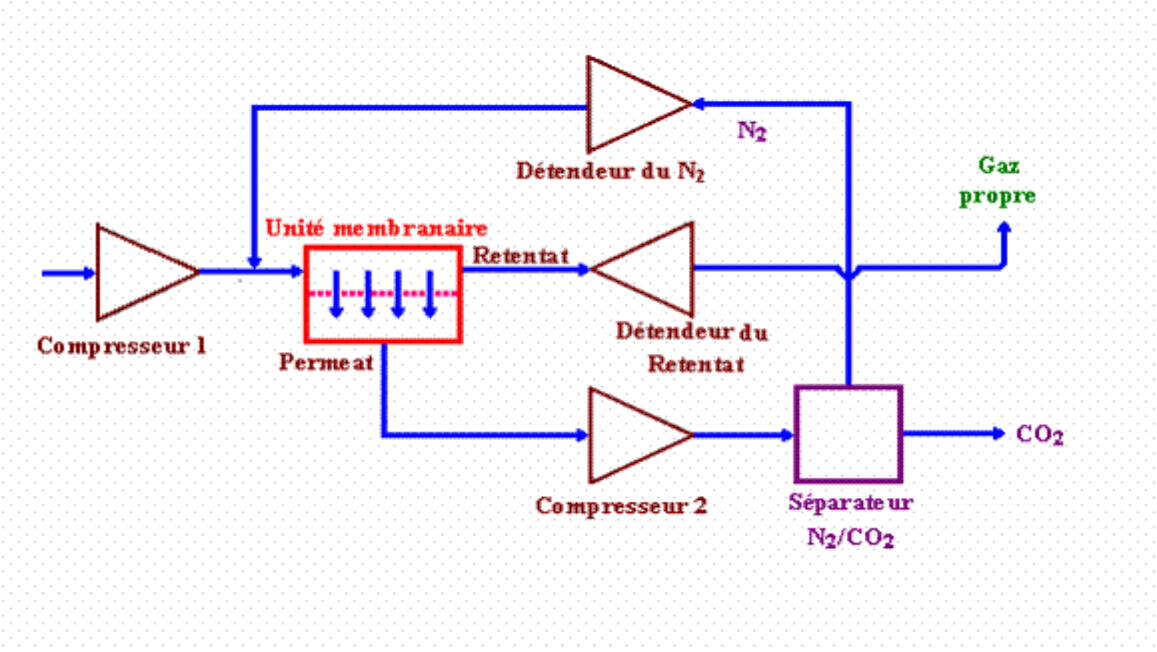


Figure III.21 : Schéma de principe simplifie d'un procédé membranaire de capter le CO_2 [**41**].

III.5.3. Adsorption

L'adsorption d'un composé chimique (organique ou minéral) à la surface d'un solide (sol, charbon actif, zéolithe, oxyde métallique, résidus divers) est un équilibre entre une réaction d'adsorption et la réaction inverse de désorption, qui peut être schématisé sur (la figure III.2.3)

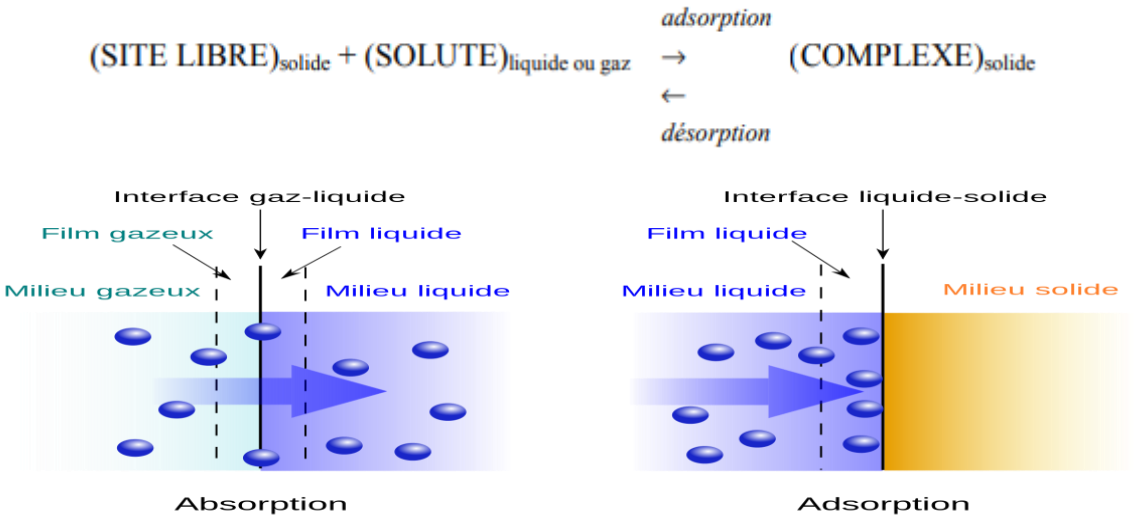


Figure III.22: Réaction d'adsorption et la réaction inverse de désorption [25].

L'adsorption est un procédé qui se base sur l'attraction entre un gaz et la surface de solides appelés adsorbants. Il existe deux technologies de base pour les procédés d'adsorption :

• L'adsorption modulée en température (Température Swing Adsorption – TSA) où l'adsorption se fait à la pression atmosphérique et à basse température et la désorption en augmentant la température ;

• L'adsorption modulée en pression (Pressure Swing Adsorption – PSA) et sa variante l'adsorption modulée au vide (Vacuum Swing Adsorption – VSA) : l'adsorption a lieu à haute pression (ou à la pression atmosphérique en VSA) et à faible température. La pression est réduite pendant la régénération (pression atmosphérique en PSA, pression inférieure à la pression atmosphérique en VSA)[25].

Les procédés de séparation PSA, VSA ou TSA ont été envisagés pour le traitement des fumées à faibles débits. De nombreuses revues ont déjà été publiées à ce sujet, signe d'un intérêt certain pour cette technologie. Le principe de fonctionnement est le même que pour l'absorption et il faut donc régénérer le solide régulièrement lors d'un cycle de récupération du CO_2.

Les procédés d'adsorption consistent à faire entrer en contact le gaz à traiter avec le solide par élévation de la pression et/ou diminution de la température. La régénération du solide peut être effectuée par augmentation de la température (Température Swing Adsorption, TSA), par diminution de la pression (Pressure Swing Adsorption, PSA) ou par passage d'une vapeur ne contenant pas les gaz adsorbés (Wash). Dans le procédé PTSA (Pressure and Température Adsorption) l'adsorption s'effectue sous pression et la désorption par

baisse de pression et/ou augmentation de température. Les supports utilisés pour l'adsorption sont très variés et fonction du gaz à traiter. Ils sont fortement poreux et fournis

Sous forme granulaire afin de procurer une importante surface spécifique. Pour le captage de CO_2, les charbons actifs et les zéolithes présentent les capacités d'adsorption les plus élevée [42].

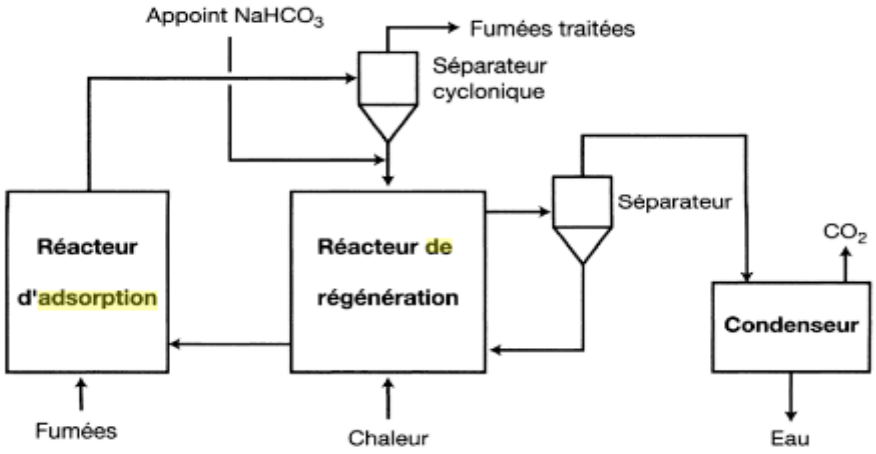


Figure III.23: Principe de procède par adsorption de CO_2 [42].

III.5.4. Distillation cryogénique

Cette technologie consiste à comprimer et à sécher les gaz d'échappement émis durant la production et à les transférer vers une unité cryogénique à pression atmosphérique sur des surfaces à basse température (-120 °C), donc dans ce procédé, le gaz est en fait séparé à l'état liquide, les techniques de condensation partielle et de distillation sont ensuite utilisées pour séparer le CO_2 des autres composants. Le résultat obtenu à la sortie de la boîte froide est un flux de CO_2 pur et pressurisé.

Les gaz non condensés sont recyclés via un système de membranes permettant de récupérer l'hydrogène et les résidus de CO_2 restants tandis que l'ensemble des gaz résiduels sont transférés vers les brûleurs du four de reformage. En dernier lieu, le CO_2obtenu est comprimé jusqu'à atteindre une pression supercritique ou liquéfié et stocké. Pour être économiquement performant, il doit être utilisé pour des fumées à haute teneur en CO_2 [43].
.Dans ce procédé, le gaz est en fait séparé à l'état liquide, donc à basse température.

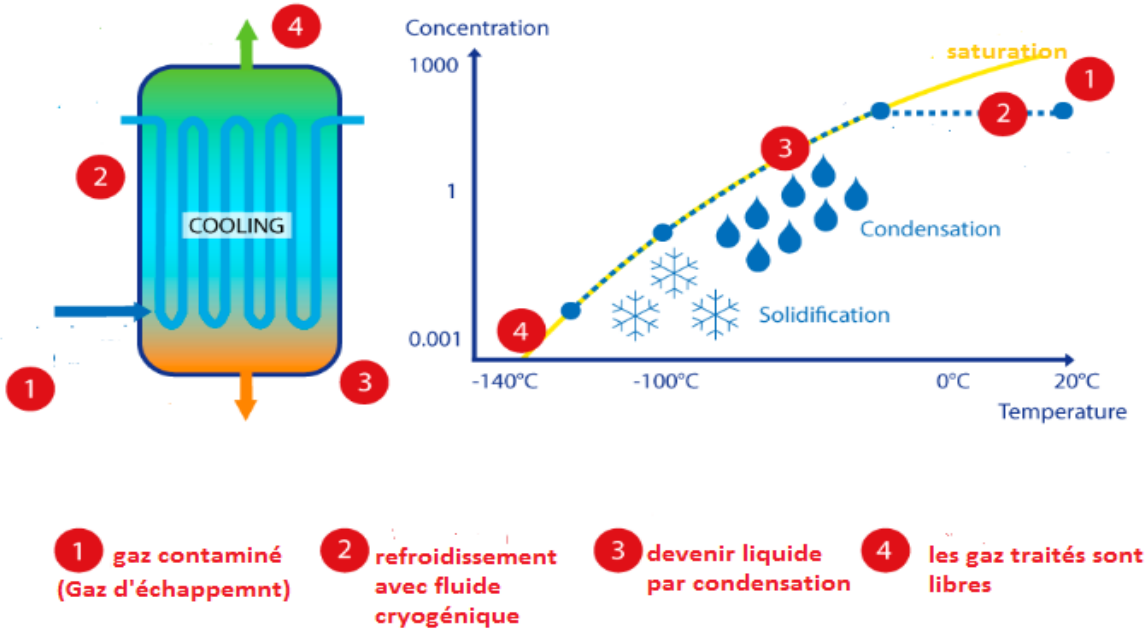


Figure III.24: Principe de procède par distillation cryogénique de CO_2 [44].

Les étapes caractéristiques de la séparation cryogénique :

• **La compression de l'air :** la plupart des ASU (unité de séparation de l'air) opère à environ 6 bars. Selon sa taille, des compresseurs axiaux ou centrifuges peuvent être utilisés.

• **La purification de l'air :** bien que l'air contienne essentiellement de l'O_2 et du N_2, plusieurs autres familles de composés sont présentes et doivent être retirées avant que le flux d'air n'entre dans l'échangeur thermique et dans la colonne de distillation. Le CO_2 et la vapeur d'eau, ainsi que des NO_x et des traces d'hydrocarbures, doivent être écartés pour des raisons de sécurité. En effet, leur température de solidification est de loin supérieure à la température de liquéfaction de l'oxygène. La technologie habituellement employée est l'adsorption (utilisation de lits d'aluminium et de tamis moléculaires).
• **L'échange de chaleur :** après purification, l'air est refroidi à son point de rosée par les produits.

• **La génération de froid** : les températures froides exigées par les étapes de liquéfaction sont atteintes grâce à des turbines à expansion ou des turboexpanseurs. Par l'effet Joule-Thomson, une chute de pression induit une chute de température.

• **La production cryogénique :** les composés de l'air restant sont finalement séparés dans une ou plusieurs colonnes de distillation [44].

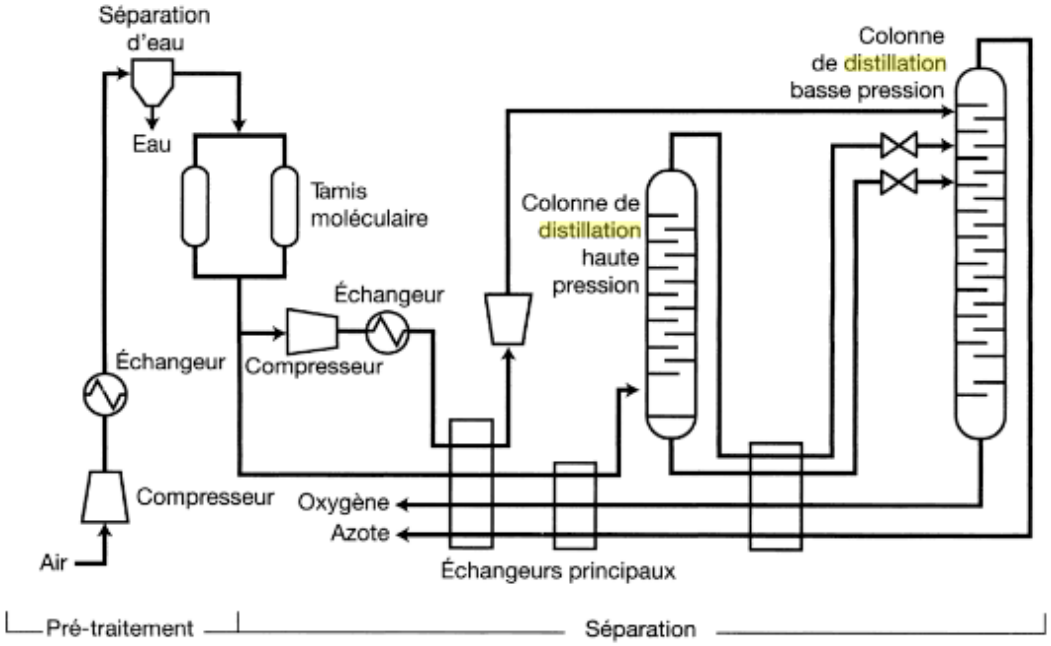


Figure III.25: Récupération de CO_2 à partir de la distillation cryogénique [44].

Les avantages et les inconvénients des chaque procédés :

Procédés	Avantages	Inconvenantes
Absorption chimique	-Amélioration (performances, mise à l'échelle) attendues dans les toutes prochaines années. -Réduction attendues des coûts de 50 à 30 €/t en 2020, et de la consommation d'énergie de la filière. -Flexibilité pour arrêt /redémarrage des installations de captage (minimisation de l'influence sur les installations de productions).	-La régénération du solvant nécessite une forte demande énergétique. -Il y a des risques de perte de solvant qui entrainent des risques de pollution environnementale. -De plus, les solvants chimiques corrosifs et sa capacité d'adsorption diminue avec le temps
Absorption physique	-Facilement régénérable par simple abaissement de pression, ce qui se révèle très économique. -Non corrosifs, et peu dégradables. -Parfois moins toxiques.	-la viscosité qui est plus élevée.
Séparation membrane	-leur coût -Peu de place nécessaire à leur installation -Technologie compacte et modulable -une forte efficacité de séparation.	-Faible maturité -Besoin de membranes très sélectives et perméable
Distillation cryogénique	- Empreinte écologique réduite grâce à la réduction des émissions de CO2 -Coût le plus bas du marché pour la capture de CO2 dans les unités de production - d'hydrogène (tout particulièrement en comparaison de la MDEA activée) -Technologie adaptée aux unités de production existantes dans tout secteur industriel.	
Adsorption	-Technique non destructive, elle trouve donc tout son intérêt -Technique économique, dans les applications.	- la difficulté de détecter simplement le dysfonctionnement d'un adsorbeur

Tableaux III.1 : Avantages et les inconvénients des chaque procédés

Chapitre IV

Calculs et interprétations

IV.1.centrale à cycle combiné de gaz naturel (NGCC) avec captage par absorption opérant le mono-éthanol amine (MEA)

Pour le captage du CO_2, parmi les amines les plus utilisées la monoéthanolamine (MEA) et la diglycolamine (DGA). Ce sont des amines très réactives avec les gaz acides et qui permettent des séparations de grande pureté. Cependant leur capacité d'absorption du CO_2 est relativement faible : l'absorption d'une mole de CO_2 nécessite deux moles d'amine car le carbamate formé par la réaction entre le CO_2 et l'amine est très stable. Un carbamate est un ion contenant un groupement COO- . Ce carbamate n'est donc que peu hydrolysé sous forme de bicarbonate. De plus l'utilisation de ces amines entraîne des problèmes de corrosion et de dégradation [8].

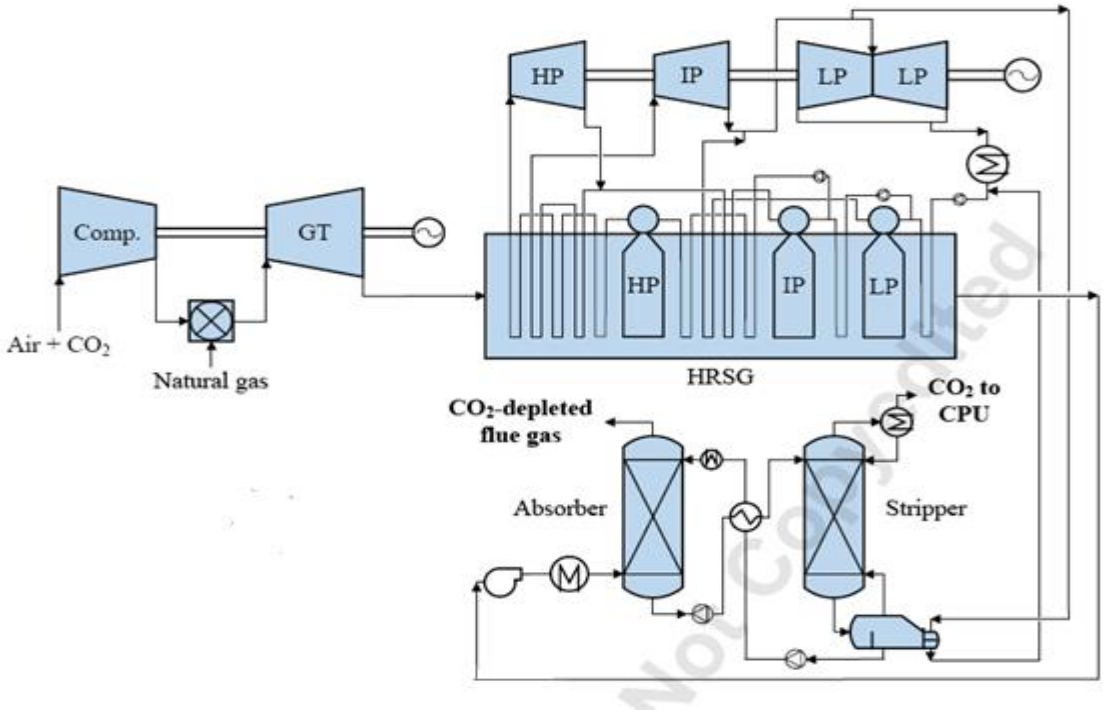


Figure IV.1: Schéma de processus d'une centrale NGCC utilisant la configuration de captage par absorption [48].

IV.1.1. Schéma de l'installation de captage par absorption

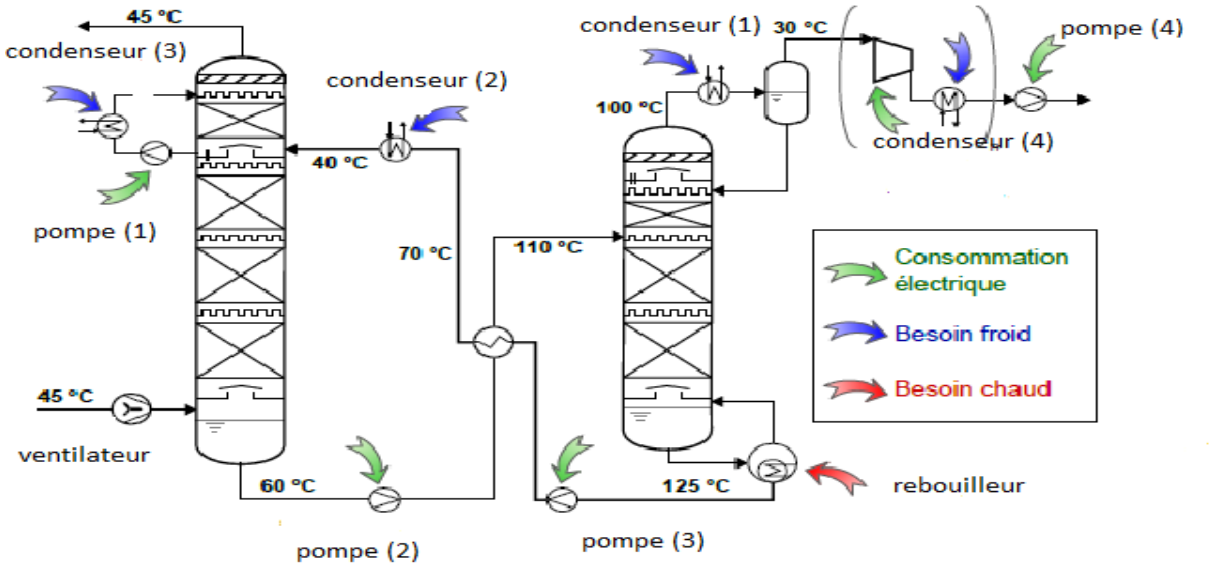


Figure IV.2: Besoins énergétique dans une installation de captage par absorption opérant à la MEA [49].

Avant de s'intéresser aux moyens de réduire la pénalité énergétique, il convient d'analyser les différents pôles de dépense énergétique du procédé conventionnel.
La Figure IV.2 Représente un tel procédé avec les différents types de dépenses énergétiques.

- Les dépenses thermiques correspondent aux besoins en chaleur au niveau du rebouilleur du stripeur, une partie de cette quantité de chaleur sert à fournir l'énergie de séparation, et l'autre partie est dissipée dans des puits de chaleur (besoins en froid du procédé).
- Les dépenses électriques correspondent aux consommations des machines tournantes du procédé pour fournir le travail mécanique aux fluides, c'est-à-dire le ventilateur des fumées, les pompes de solvant et d'eau de refroidissement, les compresseurs de CO2 et éventuels compresseurs additionnels du procédé.

La dépense énergétique totale du procédé doit alors prendre en compte des énergies de natures différentes, bien que les dépenses électriques soient sommables, ce n'est pas le cas des dépenses thermiques dont le contenu énergétique dépend de leur niveau de température. Puisque cette dépense énergétique totale, se répercute sur la production électrique de la centrale et représente un manque à produire, il est commode d'exprimer celle-ci en termes de perte de production électrique de la centrale thermique.
Plusieurs auteurs expriment ainsi la pénalité énergétique en termes de travail équivalent W_{total}(pénalité énergétique totale) (notamment Lucquiaud et Gibbins 2011; Liebenthal*et al.* 2011; Kannich*et al.* 2010), exprimée en kWh/tCO_2 et décomposable en plusieurs termes :

- $W_{compression}$: travail de compression du CO_2.
- $W_{parasite}$: le travail équivalent à la charge parasite, c'est-à- dire l'impact du prélèvement de vapeur sur la production d'électricité
- $W_{auxiliaires}$: l'ensemble des travaux électriques auxiliaires du procédé.

Le travail équivalent permet de calculer directement la perte de rendement de la centrale en [kWh/tCO2] [49]

IV.1.2. Calcul des dépenses énergétiques de l'installation

L'équation du premier principe de la thermodynamique s'écrit:

$$Q+W= \Delta H$$

En termes de puissance l'équation (1) devient :

$$P_{méc} + P_{cal}=Q_m*\Delta H \qquad \textbf{IV.1}$$

IV.1.2.1.calcule de la puissance mécanique de l'installation de captage

$$P_{méc}= P_{Pompe(1)} + P_{Pompe(2)} + P_{Pompe(3)} + P_{Pompe(4)} + P_{Ventilateur} \qquad \textbf{IV.2}$$

En appliquant les équations (1) et (2) pour les pompes, le ventilateur et le compresseur avec un débit de CO_2émis de 138.6 t/h on obtient :

$$W_{co2}= 102 \text{ kWh/ t}co_2$$

$$P_{méccO2} =102*138.6$$

$$\sum P_{méccO2}=14.20 \text{ MW}$$

IV.1.2.2. Calcul de la puissance calorifique de l'installation de captage

En appliquant les équations (1) et (2) pour le rebouilleuron obtient :

$$\boldsymbol{P_{cal} = P_{rebouilleur}}$$

$$Q =3.5\text{GJ/ t}co_2$$

$$P_{cal} = (3.5*138.6)/3600$$

$$\sum P_{cal\ co2} = 134.75\text{MW}$$

	Puissance mécanique [kWh/tco_2]	Puissance calorifique [GJ/ tco_2]
Pompe(1)	2	0
Pompe (2)	3	0
Pompe (3)	2	0
Pompe (4)	75	0
Ventilateur	20	0
Compresseur	0.5	0
Rebouilleur	0	3.5
Condenseur (1)	0	1.5
Condenseur (2)	0	1
Condenseur (3)	0	0.5
	$\sum P_{méc\ co2}$ = 102.5	$\sum P_{cal\ co2}$= 3.5

Tableau IV.1 : Puissances de l'installation de captage par absorption.

IV.1.3.calcul des performances de l'installation avec captage

IV.1.3.1.calcul de rendement de l'installation avec le système de captage par absorption ($\eta_{c\ abso\ co2}$)

$$\eta_{c\ abso\ co2}=\frac{pu-P_{méc\ co2}}{pcc+P_{cal\ co2}} \qquad \textbf{IV.3}$$

$$\eta_{c\ absoco2}=\frac{408.32-14.20}{630.64+134.75}$$

$$\eta_{c\ abso\ co2}= 0.5520$$

$$\eta_{c\ abso\ co2} = 55.20\%$$

IV.1.3.2.calcul de carburant consommé par l'installation avec le système de captage par absorption en (GWh)

$$Carburant_{consommé} = \frac{1}{\eta_{c\ abso\ co2}} \text{ de gaz} \qquad \textbf{IV.4}$$

$$Carburant_{consommé} = \frac{1}{0.5520} \text{ de gaz net}$$

$$Carburant_{consommé} = 1.81\text{GWh de gaz net}$$

IV.1.3.3.Calcul de l'efficacité de captage (λ_c)

La notion d'efficacité énergétique d'un système, en physique, se définit par le rapport entre le niveau d'énergie utile qu'il délivre et celui de l'énergie consommée, nécessaire à son fonctionnement.

$$\lambda_c = \frac{\eta_{c\ abso\ co2}}{\eta} \qquad \textbf{IV.5}$$

$$\lambda_c = \frac{55.20}{64.75}$$

$$\lambda_c = 0.8525$$

$$\lambda_c = 85.25\%$$

IV.1.3.4.Calcul de co_2 généré par l'installation

$$co_2 \text{ généré} = m co_2 * \frac{\eta}{\eta_{c\ abso\ co2}} \qquad \textbf{IV.6}$$

$$co_2 \text{ généré} = 138.6 * \frac{64.75}{55.20}$$

$$co_2 \text{ généré} = 162.57 \text{ t/h}$$

IV.1.3.5.Calcul de co_2 captée par l'installation avec le système de captage par absorption

$$co_2 \text{ Captée} = \tau_c * m co_2 * \frac{\eta}{\eta_{c\ abso\ co2}} \qquad \textbf{IV.7}$$

τ_c:Le taux de captage, est le pourcentage de CO_2 extrait des gaz.

Pour le captage postcombustion le taux de captage est 90%.

$$co_2 \text{ Captée} = 0.90 * 138.6 * \frac{64.75}{55.20}$$

$$co_2 \text{ Captée} = 146.32 \text{ t/h}$$

IV.1.3.6 Calcul de co_2 émis par l'installation

$$co_2\text{émis} = \text{co2généré} - \text{co2 capté} \qquad \textbf{IV.8}$$

$$co_2\text{émis} = (1\text{-}\tau_c) * m co_2 * \frac{\eta}{\eta_{c\ abso\ co2}} \qquad \textbf{IV.9}$$

$$co_2\text{émis} = (1 - 0.90)*138.6*\frac{64.75}{55.20}$$

$$co_2\text{émis} = 16.25\ \text{t/h}$$

IV.2.Centrale à cycle combiné de gaz naturel avec captage par distillation cryogénique

IV.2.1.schéma de l'installation de captage avec la distillation cryogénique

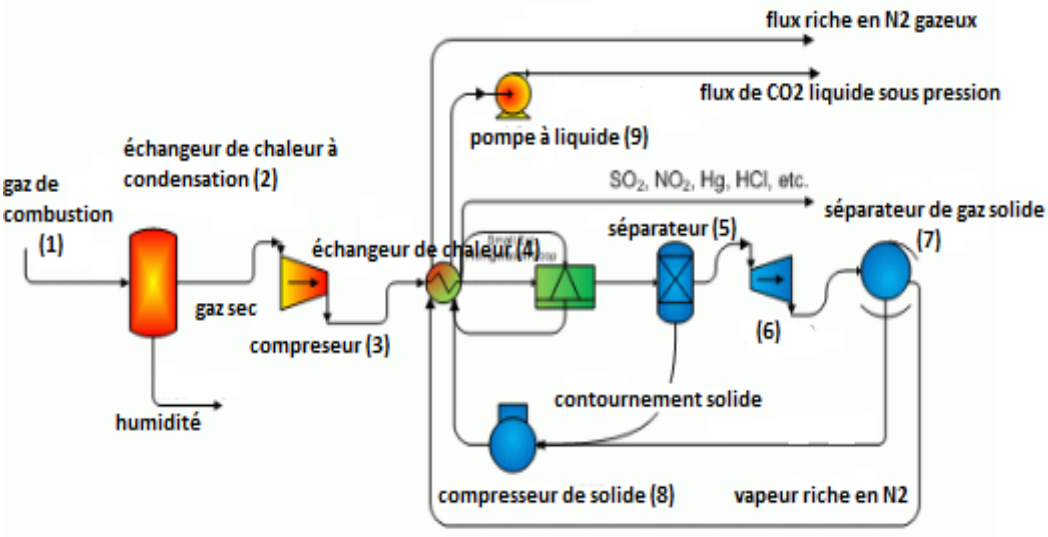


Figure IV.3 : Schéma de principe de fonctionnement du captage par distillation cryogénique[44].

(1)-Assèche et refroidit les gaz de combustion.

(2)-la compresse à 5-7 bars.

(3)-le refroidit dans un échangeur de chaleur à récupération de chaleur jusqu'à nominalement -107 ° C.

(4)-Peut extraire des contaminants condensés tels que le mercure, le SO, NO, Hg et HCl à divers stades du refroidissement et condense la plupart (environ 75%) du CO2 pendant le refroidissement).

(5)-Étend le gaz léger restant pour le refroidir à -120 ° C (90% capture) à -135 °C (capture 99%)

(6)-sépare le CO solide restant qui se forme pendant le refroidissement du gaz restant.

(7)-met le CO solide sous pression à 70-80 bars.

(8)- réchauffe le CO et les gaz de combustion restants à une température proche de la température ambiante (15 ° C) en refroidissant les gaz entrants.

(9)- Compresse et met sous pression le flux de CO maintenant fondu à la finale pression de refoulement (nominalement 150 bars).

IV.2.2.calcul des dépenses énergétiques de l'installation

En utilise le 1er principe de la thermodynamique :

IV.2.2.1.calcul de la puissance mécanique de l'installation de captage ($P_{méc\ co2}$* mco_2)

$$P_{méc\ co2}=P_{méc\ \text{Compresseur}} + P_{méc\ \text{condenseur}}+P_{méc\ \text{pompe}}$$

En appliquant l'équation (1) et (2) pour chaque éliment de l'installation on obtient :

$$\sum P_{méccO2}= 119.26\ \text{MW}$$

IV.2.2.2. Calcul de la puissance calorifique de l'installation de captage

En appliquant les équations (1) et (2) pour le condenseur on obtient :

$$\boldsymbol{P_{cal} = P_{condenseur}}$$

$$Q = 0.60\ \text{GJ/ t}co_2$$

$$P_{cal} = (0.60*138.6)/3600$$

$$\sum P_{cal\ co2} = 23.1\ \text{MW}$$

	la puissance mécanique (MW)	la puissance calorifique (GJ)
Compresseur	175.62	0
Turboexpander	-58.34	0
Pompe	1.98	0
Condenseur	0	0.60
	$\sum P_{méc\ co2}$=119.26	$\sum P_{c\ al\ co2}$=0.60

Tableau IV.2 : les puissances de l'installation de captage par distillation cryogénique.

IV.2.3.Calcul des performances de l'installation avec captage

IV.2.3.1.Calcul de rendement de l'installation avec le système de captage par la distillation cryogénique ($\eta_{c\ disti\ co2}$)

$$\eta_{c\ disti\ co2}=\frac{pu-P_{méc\ co2}}{pcc+P_{cal\ co2}} \qquad \textbf{IV.10}$$

$$\eta_{c\ disti\ co2}=\frac{408.32-119.26}{630.64+23.1}$$

$$\eta_{c\ disti\ co2}= 0.4425$$

$$\eta_{c\ disti\ co2}= 44.25\%$$

IV.2. 3.2.calcul de carburant consommé par l'installation avec le système de captage par distillation en (GWh)

$$Carburant_{consommé} = \frac{1}{\eta_{c\ disti\ co2}}\text{De gaz net} \qquad \textbf{IV.11}$$

$$Carburant_{consommé} = \frac{1}{0.4425}\text{De gaz net}$$

$$Carburant_{consommé} = 2.25\ \text{GWh de gaz net}$$

IV.2.3.3.calcul de l'efficacité de captage (λ_c)

$$\lambda_c = \frac{\eta_{c\ disti\ co2}}{\eta} \qquad \textbf{IV.12}$$

$$\lambda_c = \frac{44.25}{64.75}$$

$$\lambda_c = 0.6833$$

$$\lambda_c = 68.33\%$$

IV.2.3.4.calcul de co_2 généré par l'installation avec le système de captage par distillation cryogénique

$$co_2 \text{ généré} = m co_2 * \frac{\eta}{\eta_{c\ disti\ co2}} \qquad \textbf{IV.13}$$

$$co_2 \text{ généré} = 138.6 * \frac{64.75}{44.25}$$

$$co_2 \text{ généré} = 201.93 t/h$$

IV.2.3.5.calcule de co_2 captée par l'installation avec le système de captage par distillation cryogénique

$$co_2 \text{ Captée} = \tau_c * m co_2 * \frac{\eta}{\eta_{c\ disti\ co2}} \qquad \textbf{IV.14}$$

$$co_2 \text{ Captée} = 0.90 * 138.6 * \frac{64.75}{44.25}$$

$$co_2 \text{ Captée} = 182..52 t/h$$

IV.2.3.6.calcul de co_2 émis par l'installation avec le système de captage par distillation cryogénique

$$co_2 \text{ émis} = (1\text{-}\tau_c) * m co_2 * \frac{\eta}{\eta_{c\ disti\ co2}} \qquad \textbf{IV.15}$$

$$co_2 \text{émis} = (1 - 0.90)*138.6*\frac{64.75}{44.25}$$

$$co_2 \text{émis} = 20.28 \text{ t/h}$$

IV.3.Centrale à cycle combiné de gaz naturel (NGCC) avec captage séparation membrane

IV.3.1.schéma de l'installation de captage avec la séparation membrane

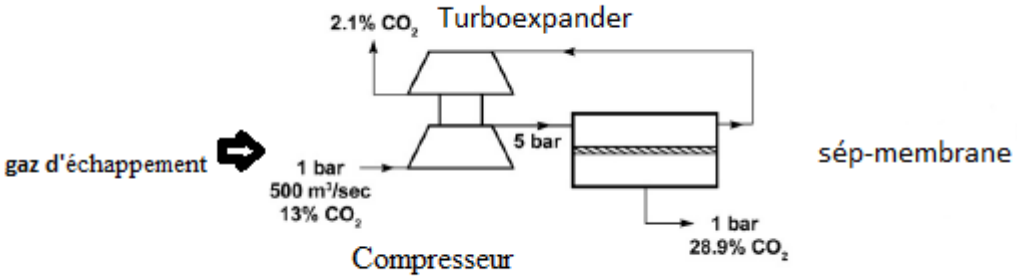


Figure IV.4 : Procédé à membrane en une étape avec compression de l'alimentation [51].

IV.3.2.calcul des dépenses énergétiques de l'installation

En utilise le 1er principe de la thermodynamique :

$$Q+W= \Delta H$$

$$P_{méccco2}=Q_m*W \qquad \textbf{IV.16}$$

IV.3.2.1.calcul de la puissance mécanique de l'installation de captage ($P_{méc\ co2}$* mco_2)

$$P_{méc\ co2}=P_{méc\ Compresseur} + P_{méc\ Turboexpander}$$

En appliquant l'équation (1) et (2) pour chaque éliment de l'installation on obtient :

$$\sum P_{méc\ co2}= 114.7\ MW$$

	la puissance mécanique (MW)	la puissance calorifique (MJ)
Compresseur	151.3	0
Turboexpander	-36.6	0
	$\sum P_{méc\ co2}$=114.7	$\sum P_{c\ al\ co2}$=0

Tableau IV.3 : les puissances de l'installation de captage avec la séparation membrane

IV.3.3.calcul des performances de l'installation avec captage

IV.3.3.1.calcul de rendement de l'installation avec le système de captage par la séparation membrane ($\eta_{c\ sép\ co2}$)

$$\eta_{c\ sép\ co2}=\frac{pu-P_{méc\ co2}}{pcc+P_{cal\ co2}}$$

$$\eta_{c\ sép\ co2} = \frac{408.32-114.7}{630.64}$$

$$\eta_{c\ sép\ co2}= 0.4655$$

$$\eta_{c\ sép\ co2}= 46.55\%$$

IV.3.3.2.calcul de carburant consommé par l'installation en (GWh)

$$Carburant_{consommé} = \frac{1}{\eta_{c\ sép\ co2}} \text{ De gaz net}$$

$$Carburant_{consommé} = \frac{1}{0.4655} \text{ De gaz net}$$

$$Carburant_{consommé} = 2.14 \text{ GWh de gaz net}$$

IV.3.3.3.calcul de l'efficacité de captage (λ_c)

$$\lambda_c = \frac{\eta_{c\ sép\ co2}}{\eta}$$

$$\lambda_c = \frac{46.55}{64.75}$$

$$\lambda_c = 0.718$$

$$\lambda_c = 72\%$$

IV.3.3.4.calcul de co_2 généré par l'installation avec le système de captage par la séparation membrane

$$co_2 \text{généré} = m co_2 * \frac{\eta}{\eta_{c\ sép\ co2}}$$

$$co_2 \text{généré} = 138.6 * 1.39$$

$$co_2 \text{généré} = 192.78 \text{t/h}$$

IV.3.3.5.calcul de co_2 captée par l'installation avec le système de captage par la séparation membrane

$$co_2 \text{ Captée} = \tau_c * m co_2 * \frac{\eta}{\eta_{c\ sép\ co2}}$$

$$co_2 \text{ Captée} = 0.90 * 138.6 * 1.39$$

$$co_2 \text{ Captée} = 173.5 \text{ t/h}$$

IV.3.3.6.calcul de co_2 émis par l'installation avec le système de captage par la séparation membrane

$$co_2\text{émis} = (1\text{-}\tau_c) * \text{m}co_2 * \frac{\eta}{\eta_{c\,sépco2}}$$

$$co_2\text{émis} = (1 - 0.90)*138.6*1.39$$

$$co_2\text{émis} = 19.27 \text{ t/h.}$$

IV.4.Analyses comparative

Le tableau présente les résultats issus de l'analyse énergétique pour les quatre cas d'installation sans et avec captage

	Rendement de l'installation %	**Carburant consommée [GWh]**	**Efficacité de captage %**	**co_2 généré [tonne/h]**	**co_2 capté [tonne/h]**	**co_2 émis [tonne/h]**
Sans captage(pour1GWh produit**)**	64.75	1.56	-	138.6	0	138.6
Avec captage (absorption)	55.20	1.81	85.25	162.57	146.32	16.25
Avec captage (distillation cryogénique)	44.25	2.25	68.33	201.93	182.52	20.28
Avec captage (séparation membrane)	46.55	2.17	72	192.78	173.5	19.27

Tableau IV.4 : Comparaison des installations sans et avec captage

Comparaison des rendements :

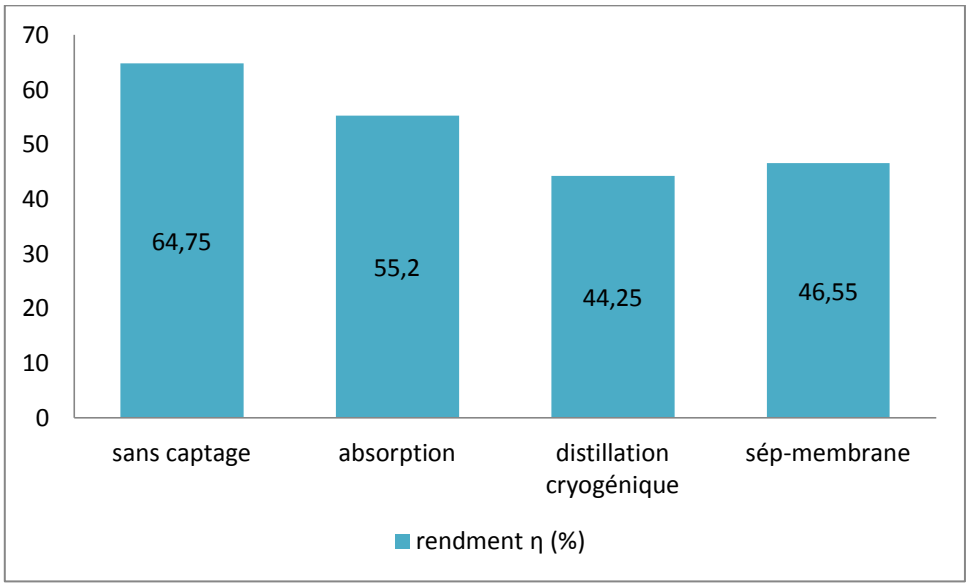


Figure IV.5: Rendements des différentes installations (sans et avec captage)

La figure montre que le rendement de la centrale électrique sans captage qui est de 67,75% est supérieur par rapport à ceux de la même installation quand on utilise un système de captage du CO_2. Avec l'installation de captage par absorption le rendement atteint55.20% et avec le captage par séparation-membrane il diminue jusqu'à 46.55% et avec le captage par distillation cryogénique atteint 44.25 %. Cette différence de rendement est due à la consommation d'énergie mécanique et calorifique qui est plus importante dans l'installation de captage par distillation cryogénique et séparation membrane que celle dans l'installation de captage par absorption.

Comparaison entre le carburant consommée

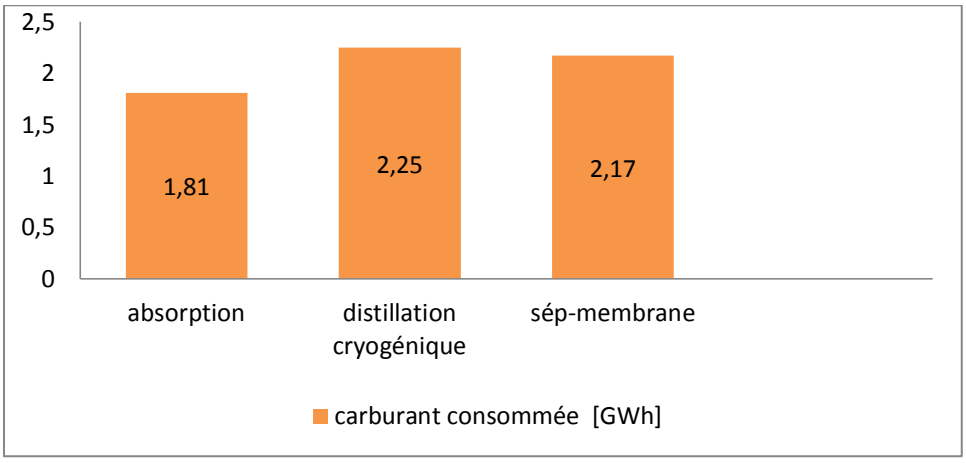


Figure IV.6: Carburant consommée des différentes installations (sans et avec captage)

Comparaison entre l'efficacité de captage des trois procédés

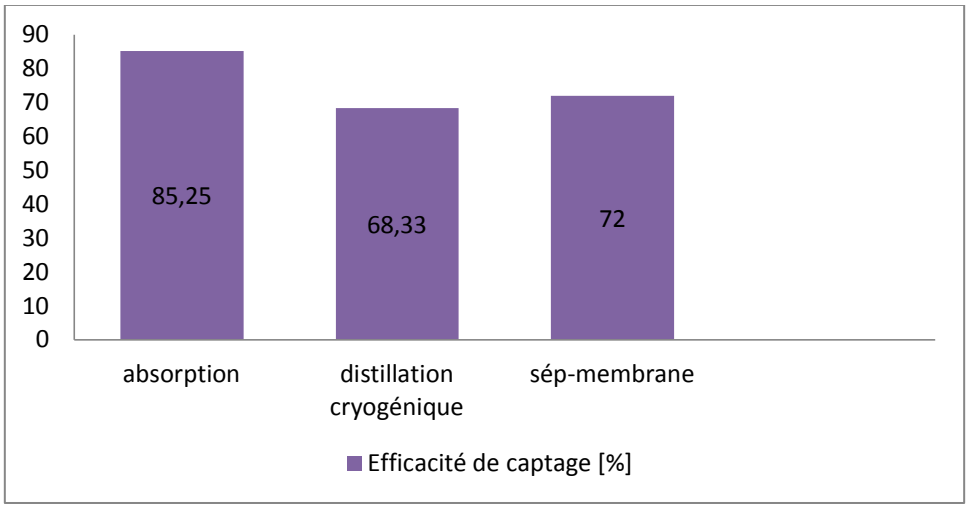


Figure IV.7: Carburant consommée des différentes installations (sans et avec captage)

Comparaison du CO2 généré et émis, capté :

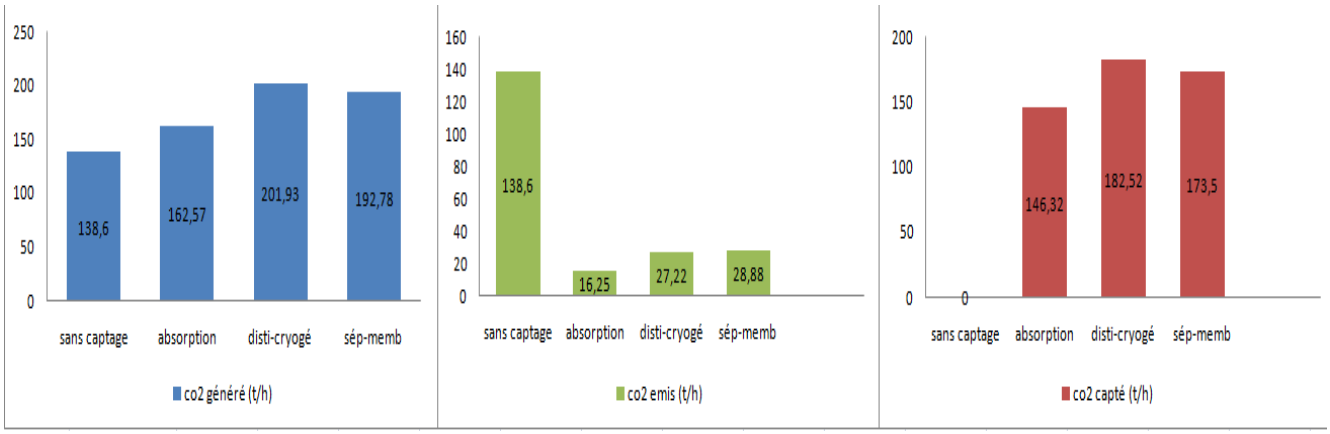


Figure IV.8 : CO2 généré et capté, émis par chaque procédé

Le captage du CO2 représente une dépense supplémentaire d'énergie, elle-même génératrice de gaz carbonique.

Les émissions de gaz carbonique évitées, les seules qui comptent, sont évaluées en comparant les rejets à l'atmosphère d'une centrale sans captage et d'une centrale avec captage. Celle-ci consommant plus d'énergie, la quantité de CO2 capturé est toujours supérieure à la quantité de CO2 évité.

C'est, bien entendu le CO2 évité qu'il faut prendre en considération dans les évaluations de performances.

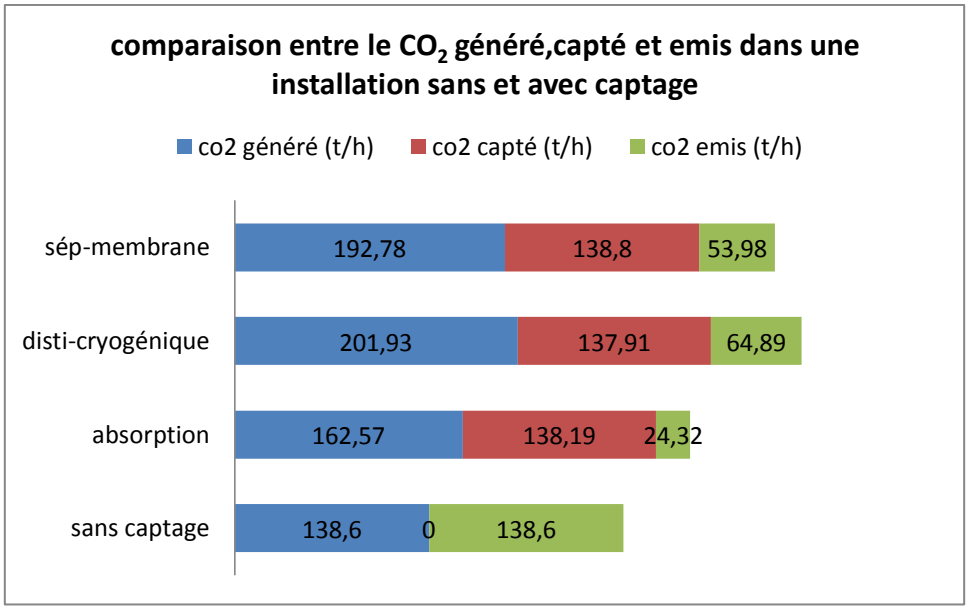


Figure IV.9: CO2 généré, et capté, émis par chaque procédé

La nouvelle centrale à cycle combiné sans captage consomme une quantité de carburant de 1.56 GWh et génère 138.6 t/h de CO_2 et émis tout la quantité qui est généré.
Mais quand on ajoute un système de captage par adsorption a cette centrale le carburant consommé est augment un peu (1.81 GWh), et cette installation génère 162.57 t/h de CO_2 et capté 146.32 de co2 généré avec une efficacité de captage de 85.25 %.
Avec un captage par distillation cryogénique l'installation consomme 2.25 GWh de carburant et généré une quantité de 201.93 t/h de co2 et capté 182.52 t/h de co2 généré avec une efficacité de captage de 68.33 %.
Et avec le captage par sép-membrane l'installation consomme 2.17 GWh de carburant et génère 192.78 t/h de CO2 et capté 173.5 t/h de CO2 généré avec une efficacité de captage de 72%
Suit à l'analyse énergétique établie nous proposons le système de captage par absorption pour la nouvelle centrale de RAS-DJINET, pour les raisons suivantes :

- Le rendement de l'installation avec le système de captage par absorption est supérieur que celle avec le système de captage par sep-membrane et par la distillation cryogénique.
- Le système de captage par absorption émis et génère moins de CO_2 car il consomme mois de carburant par rapport aux autres systèmes
- L'efficacité de captage par absorption est plus élevée par rapport aux autres systèmes.

IV.5.Aspect économique

L'évaluation de la performance énergétique est une étape incontournable pour quantifier l'intérêt du procédé en termes d'impact sur la production électrique. L'optimisation des paramètres opératoires permet de déterminer le potentiel maximal d'un procédé donné du point de vue énergétique.
Néanmoins, la consommation énergétique seule est insuffisante pour comparer des technologies entre elles puisque les aspects économiques sont omis.
Dans le secteur de la production d'électricité, les coûts de captage de CO2 sont fonction à la fois :

- de la filière de captage retenu e (post, oxy ou précombustion)
- et de la technologie de production d'électricité (gaz naturel, charbon…) [51]

IV.5.1.Les couts de transport du CO_2 captée

Les estimations à ce jour sont pour le cout de transport du CO_2 est 5 à 10 \$/t CO_2 équivalent à250km.
L'avantage de la nouvelle centrale de RAS-DJINET est sa proximité avec la mer lui donne un cout inférieur pour le transport de CO2 captée.

- **Aspects économiques** [51]

L'évaluation de la performance énergétique est une étape incontournable pour quantifier l'intérêt du procédé en termes d'impact sur la production électrique. L'optimisation des paramètres opératoires permet de déterminer le potentiel maximal d'un procédé donné du point de vue énergétique.
Néanmoins, la consommation énergétique seule est insuffisante pour comparer des technologies entre elles puisque les aspects économiques sont omis.

- **Cadre et propos de l'évaluation économique**

En général, les études de coûts relatives au captage du CO2 ont deux types de vocations distinctes:
- l'étude technologique (utilisée en support pour le choix de technologies, priorités de R&D, capitaux d'investissements et marketing).
- l'étude décisionnelle (utilisée en support des activités législatives, juridiques et de régulation).

La première catégorie, l'étude technologique, est souvent utilisée pour comparer les coûts attendus de procédés alternatifs de captage de CO2 (Rubin *et al.* 2013b) dans le cadre d'un processus de sélection de procédé ou d'études de faisabilité. Dans ce type d'études, il est plus important d'estimer précisément les coûts relatifs des différentes technologies de captage plutôt que la valeur absolue du coût du projet. La deuxième catégorie, l'étude décisionnelle, se concentre sur la détermination aussi précise que possible du coût du projet à financer. Ce

coût dépend de nombreux choix économiques comme le type de combustible utilisé, la localisation du site, la disponibilité des ressources ou encore la culture du risque du financier. En résumé, les études technologiques sont très efficientes pour la comparaison de procédés, mais incertaines en valeur absolue alors que les études décisionnelles sont très précises en valeur absolue mais difficilement comparable entre elles. Il est alors crucial d'être extrêmement précautionneux lors des examens et de l'interprétation des coûts annoncés par des études spécifiques.[45]

❖ Étapes du calcul

Le calcul économique à partir des simulations de procédés est réalisé suivant les étapes :

. Dimensionnement les équipements

Deux trains de captage et compression du CO2 sont utilisés pour traiter l'ensemble des fumées de la centrale ; cette scission provient de la limitation sur le diamètre des colonnes d'absorption, les plus larges du procédé de captage. Sur la base de son expérience des colonnes de raffinage sous vide, la compagnie
Fluor Daniel annonce pouvoir construire des colonnes jusqu'à 20 mètres de diamètre (Reddy, 2008). Au-delà de ce diamètre, la distribution du gaz et du liquide ainsi que le support de la structure deviennent trop compliqués à mettre en œuvre. En conséquence, les équipements sont dimensionnés pour traiter la moitié de la charge et le coût des équipements est ensuite doublé.

. Coût des équipements productifs

Le coût des équipements productifs de l'Unité de Captage et de Compression du CO2 (UCC) se calcule à partir des coûts des équipements et de leur facteur d'installation par :
CEP_{UCC}=2*$\sum_k finst, k\, C_k$

OùCEP_{UCC}est le coût des équipements productifs de l'unité de captage de compression de CO2.C_kLe coût de l'équipement *k* et *finst, k* le facteur d'installation de l'équipement. Le facteur d'installation dépend de l'équipement considéré et permet d'estimer le coût d'un équipement installé à partir de son coût de production principal, ce facteur prend en compte tous les frais supplémentaires liés à l'installation d'un équipement (matériels additionnels, frais de montage et frais indirects).
Le coût est multiplié par deux puisque les équipements sont dimensionnés pour traiter la moitié de la charge. L'annexe D regroupe les facteurs d'installation ainsi que les corrélations utilisées pour calculer le coût des principaux équipements à partir des grandeurs dimensionnèrent. Ces corrélations donnent des estimations entre 20 % et 30 % du coût des équipements productifs.

. Calcul du CAPEX

Le coût d'investissement (CAPEX, *CAPitalEXPenditure*) de la centrale à charbon équipée de captage et compression de CO2 s'obtient par addition du CAPEX de la centrale de référence et du CAPEX de l'unité de captage et compression.

$$\boldsymbol{CAPEX_{[M€]} = CAPEX_{central\ electric} + CAPEX_{UCC}}$$

Le$\boldsymbol{CAPEX}$de l'unité est :

$$\boldsymbol{CAPEX_{UCC} = f_e * CEPUCC}$$

Avec $\boldsymbol{f_e}$le facteur d'environnement, englobant tous les frais permettant de passer du coût brut des équipements productifs au coût d'investissement total du procédé une fois installée la quantification des frais ainsi que les valeurs choisies pour ce travail :

- les frais de site comprenant le stockage des réactifs et des produits, les services généraux pour l'aménagement, les accès et les bâtiments du site. Le coût dépend du type de site : utilisation d'un site existant (*brownfield*) ou d'un nouveau site (*greenfield*).
- les frais d'ingénierie pour les études liées au projet et le paiement des licences de brevet.
- les frais de l'exploitant (*owner'scosts*) incluant de nombreux frais liés à l'installation du site (études de faisabilité, permis, assurances, transactions financières, etc.).
- les frais des aléas et contingences du projet liés aux impondérables et incertitudes du projet.
- les frais d'installation incluant les échéanciers intercalaires de construction et les frais de démarrage.

. Calcul de l'OPEX

Les coûts opératoires (OPEX, *OPerationnalEXpenditure*) annuels se décomposent en plusieurs termes :

- Un coût fixe$OPEX_{fixe}$correspondant aux frais de personnel, maintenance et services généraux. Ce coût est facilement quantifiable en fonction de l'application, il est généralement compris entre 2 et 4 % du CAPEX/an,
- Un coût variable$OPEX_{var}$ correspondant aux consommables, frais de licence et taxes. Ce coût est complet à estimer et nécessite généralement un retour d'expérience.
- Le coût du combustible $OPEX_{comb}$ inversement proportionnel au rendement de la centrale et dépendant du coût du marché. incluant les frais de déchargement.
- Le coût de l'appoint de solvant$OPEX_{solvant}$ nécessaire pour compenser la volatilité du solvant et son vieillissement.

$$OPEX_{[€/an]}=OPEX_{fixe}+OPEX_{var}+OPEX_{comb}+OPEX_{solvant}$$

. Coût de l'électricité et de la tonne de CO2 évitée

Le coût actualisé de production annuelle d'électricité (LCOE, *LevelizedCost Of Electricity*) se calcule à partir des grandeurs précédentes par :

$$LCOE\ ccs_{\left[\frac{€}{MWh}\right]}=\frac{f_a*CAPEX+OPEX}{P_{ccs}}$$

Avec :

$$P_{ccs}\left[\frac{MWh}{an}\right]=p_{réf}\frac{\eta\ ccs}{\eta\ réf}*H$$

Avec $p_{réf}$ la production électrique de la centrale de référence,$\eta_{réf}$etη_{ccs}.Les rendements nets de la centrale avec captage et de la centrale de référence. *H* est le nombre d'heures de fonctionnement de la centrale.

Oùf_a est le facteur d'actualisation permettant d'actualiser l'investissement et de le répartir sur la durée de vie de la centrale, Ce facteur d'actualisation est fonction de la durée de vie de la centrale *n* et du taux d'actualisation *a* :

$$f_a=\frac{a(a+1)\text{^}(n-1)}{(a+1)^n-1}$$

Le taux d'actualisation *a* traduit la préférence pour le court terme avec un temps de retour sur investissement faible (taux d'actualisation élevé) ou la prise de risque sur le long terme (taux faible).

A partir du LCOE, le coût de la tonne de CO2 évitée se déduit directement :

$$C_{co2,évitée}\ [€/t]=\frac{LCOE\ ccs-LCOE\ réf}{E_{co2,réf}-E_{co2,ccs}}$$

Où$LCOE\ ccs$ est le coût de l'électricité (en MWh) avec captage et compression du CO2, $LCOE\ réf$ le coût de l'électricité de la centrale de référence (MWh), $E_{co2,}réf$les émissions spécifiques de CO2 de la centrale de référence et $E_{co2,ccs}$ les émissions spécifiques de CO2 de la centrale avec captage[45].

$$E_{co2,ccs}\ [\ t/MWh\ ]=\frac{(1-\eta_{co2})*mco2}{p_{réf}}\frac{\eta\ réf}{\eta\ ccs}$$

IV.5.2.Le cout de tonne de co_2 Capté dans l'installation avec captage par absorption

- **le cout de CO_2 évitée est 42 €/tonne** [51]

Cout ($^{€}/_{\text{tonne}_{\text{évitée}}}$) de CO_2 = cout ($^{€}/_{\text{t}_{\text{captée}}}$) de CO_2 * $\frac{\tau_c}{\frac{\eta_{c\ abso\ co2}}{\eta} - (1-\tau_c)}$ **IV.17**

Cout ($^{€}/_{\text{tonne}_{\text{captée}}}$) de CO_2= $\text{Cout } (^{€}/_{\text{t}_{\text{évitée}}}) \text{ de } CO_2 \Big/ \frac{\tau_c}{\frac{\eta_{c\ abso\ co2}}{\eta} - (1-\tau_c)}$

Cout ($^{€}/_{tonne_{captée}}$) de CO_2= $42 \Big/ \frac{0.90}{\frac{51.50}{64.75} - (1-0.90)}$

Cout ($^{€}/_{tonne_{captée}}$) de CO_2 = 35.11 €/tonne

IV.5.3.Le coût de tonne de co_2 Capté dans l'installation avec système de captage pardistillation cryogénique

Cout ($^{€}/_{\text{tonne}_{\text{évitée}}}$) de CO_2 = cout ($^{€}/_{\text{t}_{\text{captée}}}$) de CO_2 * $\frac{\tau_c}{\frac{\eta_{c\ disti\ co2}}{\eta} - (1-\tau_c)}$

Cout ($^{€}/_{\text{tonne}_{\text{captée}}}$) de CO_2= $\text{Cout } (^{€}/_{\text{t}_{\text{évitée}}}) \text{ de } CO_2 \Big/ \frac{\tau_c}{\frac{\eta_{c\ disti\ co2}}{\eta} - (1-\tau_c)}$

Cout ($^{€}/_{tonne_{captée}}$) de CO_2= $42 \Big/ \frac{0.90}{\frac{44.25}{64.75} - (1-0.90)}$

Cout ($^{€}/_{tonne_{évitée}}$) de CO_2 = 22.44 €/tonne

IV.5.4.Le cout de tonne de co_2 Captée dans la centrale avec captage par séparation membrane

Cout ($^{€}/_{\text{tonne}_{\text{évitée}}}$) de CO_2 = cout ($^{€}/_{t_{\text{captée}}}$) de CO_2 * $\frac{\lambda_c}{\frac{\eta_{c\ sép\ co2}}{\eta} - (1-\lambda_c)}$

Cout ($^{€}/_{\text{tonne}_{\text{captée}}}$) de CO_2= $\text{Cout } (^{€}/_{t_{\text{évitée}}})\ \text{de } CO_2 \Big/ \frac{\lambda_c}{\frac{\eta_{c\ sép\ co2}}{\eta} - (1-\lambda_c)}$

Cout ($^{€}/_{tonne_{captée}}$) de CO_2= $42 \Big/ \frac{0.90}{\frac{46.55}{64.75} - (1-0.90)}$

Cout ($^{€}/_{tonne_{évitée}}$) de CO_2 = 28.88 €/tonne

Le type de captage	**Absorption**	**Distillation cryogénique**	**Séparation membrane**
Le rendement avec captage %	55.2	44.25	46.55
CO_2 capté [tonne/h]	146.32	182.52	173.5
Le cout de captage (€/tonne)	35.11	22.4	28.88

Tableau IV.5: le cout de captage des trois installations

La comparaison entre les différentes techniques montre que le captage par distillation cryogénique et par la membrane représente les meilleurs couts énergétiques car la quantité de CO_2 captée est plus que le CO_2 capté par l'installation de captage par absorption.
Le cout de captage évolue en fonction de rendement des installations de captage donc on voit une relation de corrélation direct avec le cout de captage et le rendement de l'installation avec captage (l'augmentation de rendement implique l'augmentation de cout de captage).

Conclusion Générale

Conclusion

Dans le cadre de ce travail nous avons étudié l'évolution des performances d'une installation de captage par absorption chimique, séparation membrane et par distillation cryogénique dans la centrale à cycle combiné.

D'après cette étude nous pouvons proposer un système de captage pour la nouvelle centrale de RAS-DJINET donc si nous nous intéressons à l'aspect environnemental nous choisirons le système de captage par absorption ; mais si nous nous intéressons beaucoup plus à l'aspect économique nous choisirons le captage par la distillation cryogénique.

L'examen d'une nouvelle installation à l'avenir impliquera non seulement les facteurs de rendement et de coût mais également la quantité de CO_2 produite par unité d'électricité ainsi que les taxes supplémentaires pouvant avoir à être payées et affecter l'économie de l'installation.

En conclusion, que l'absorption reste le procédé le plus envisageable pour le captage de CO_2 malgré ses inconvénients. Les procédés membranaires sont encore loin d'atteindre des sélectivités suffisantes et la cryogénie nécessite une forte demande énergétique à cause du refroidissement. Les autres procédés restent des suggestions qui doivent être approfondies.

Références bibliographiques

Référence bibliographique

[1] fils.mc:/uses/mes/downloadés/fonctionnement d'une centrale électrique.htm.

[2] Eric Goncalvés et Jean-PDF- panlthibault,cycles thermodynamique des machines thermiques, octobre 2006.

[3] documentation de la nouvelle centrale de RAS-DJINET.

[4] L'introduction du cycle combiné dans le parc de production d'électricité-Portail Algérien des Energies Renouvelables. PDF

[5] HEMMAMI Zineb -thèse Amélioration du refroidissement par film par Modification de la géométrie de l'aube de turbine a gaz.

[6] KHADACHE karima-projet fin d'étude –etude comparative des performances des trois centrale themique de production de l'énergie électrique- 2016/2017

[7] Etude du refroidissement par film près du bord d'attaque d'une Aube symétrique en utilisant un modèle de turbulence desecond ordre (RSM) PDF.

[8] these -Etude de procédés de captage du CO2 dans les centrales thermiques- Jean-Marc Amann-2008

10] Camel MAKHLOUFI -Thèse -Etude expérimentale et modélisation d'un procédé de captage du CO2 enpostcombustion par l'ammoniaque à l'aide de contacteurs membranaires : du matériau à l'évaluation de l'intensification de l'absorption-2012/2013

[11] Guilhamassé francois-manuscrit-thèse

[12] « Les enjeux de la production des hydrocarbures »PDF

[13] https://www.edf.fr/groupe-edf/espaces-dedies/l-energie-de-a-a-z/tout-sur-l-energie/le-developpement-durable/les-rejets-atmospheriques

[14] PDF-CENTRALE A CYCLE COMBINE GAZ.

[15] File:///C:/Users/mes/Downloads/Émission

[16] réalisation d'un bilan des émissions de gaz a effet de serre. PDF

Référence bibliographique

[17] https://www.algerie-eco.com/2018/12/06/les-emissions-mondiales-de-co2-ont-derape-en-2018-27.

[18] https : ps : //www.huffpostmaghreb.com /2017/11/13/hausse-emissions-co2_n_18539706.html

[19] http://perspective.usherbrooke.ca/bilan/tend/DZA/fr/EN.ATM.CO2E.KT.html .

[20] https://hal.inria.fr/LRGP-UL/tel-01661287

[21] https://www.testo.com/fr-FR/applications/industry-emission-measurement.

[22] https://www.bureauveritas.fr/besoin/mesures-des-emissions-de-polluants-gazeux-dans-latmosphere

[23] Fiche N° 35 Ind. :1 du 13 février 2008 ASSOCIATION DES RETRAITÉS DU GROUPE CEA GROUPE ARGUMENTAIRE SUR LE NUCLEAIRE.

[24] le captage de co2/planète énergétique -PDF

[25] François GUILHAMASSE THÈSE présentée par : soutenue le : 09 juillet 2013 ETUDE DU CAPTAGE POST COMBUSTION DU CO2 GRACE A UN PROCEDE VSA (Vacuum Swing Adsorption) AVEC DE NOUVEAUX ADSORBANTS.

[26] http://www.total.com

[27] chaines des procèdes de captage de CO2.

[28] le captage de co2/planète énergétique

[29] PDF-LES PROCEDES DE CAPTURE DU CO2 CAS DES UNITES DE TRAITEMENT ET DE VALORISATION THERMIQUE DES DECHETS. ETAT DE L'ART.

[30] Chakib Bouallou-thèse- CO2 CAPTURE PROCESSES IN POWER PLANTS LE

Référence bibliographique

CAPTAGE DU CO2 DANS LES CENTRALES THERMIQUES 2009.

[31] Henri Nicolas-Thèse- Captage du CO2 par procédé membranaire : application au transport routier Charles- 2006

[32] http://www.captage-stockage-valorisation-co2.fr/transporter-le-co2.

[33] https://www.planete-energies.com/fr/medias/decryptages/le-transport-et-stockage-du-co2

[34] Benjamin VIVES Mémoire de Fin d'Etudes -La géo-ingénierie est-elle une piste rationnelle pour atténuer le changement climatique Le cas de la méthode de capture et stockage du CO2-2013-2014

[35] livre- Captage et stockage du carbone : solution ou mirage -Editeur responsable : Christophe Schoune Rue Nanon 98 - 5000 Namur

[36] Jean-Marc AMANN ETUDE DE PROCEDES DE CAPTAGE DU CO2 DANS LES CENTRALES THERMIQUES Docteur de l'Ecole des Mines de Paris Spécialité "Génie des Procédés" 13 décembre 2007.

[38] ElkediriNajet et MarzouguiNesrine -these valorisation de co2 par absorption -.

[39] https://WWW.filtsep.com/chemicals/news/co2-m-tech-membrane-séparation-systems-set-for/.

[40] https://www.grasys.com/fr/technologies/membrane/.

[41] Nabil Ettlili -Procédé d'adsorption avec régénération électrothermique pour la capture du dioxyde de carbone en post-combustion

[42] Fadi AL MARDINI -thèse- Etude de l'adsorption du pesticide Bromacil sur charbon actif en poudre en milieu aqueux Effet compétiteur des matières organiques naturelles - 2006.

[43] https://www.engineering-airliquide.com/fr/cryocap-h2-separation-cryogenique-du-co2

[44] Beaudeux Sébastien -Projet bibliographique- Oxycombustion : traitement et séparation du CO2 Application à la production d'électricité- Master 1 EGTP -Mai 2006.

Référence bibliographique

[45] Chemical Looping »Des procédés de combustion de composés carbonés.

[46] https://energieetenvironnement.com/2018/10/21/methodes-et-limites-de-la-capture-du-carbone/ .

[47] http://hmf.enseeiht.fr/travaux/CD0910/bei/beiep/13/html/contexte_industriel.html .

[48] ASME -Journal of Engineering for Gas Turbines and Power. Received July 05, 2017; Acceptedmanuscriptposted July 21, 2017. doi:10.1115/1.4037323 Copyright (c) 2017.

[49] Jean-Pierre CORRIOU, Yann LE-MOULLEC -THÈSE DE DOCTORAT- Génie des Procédés et des Produits Modélisation et optimisation des procédés de captage de CO2 par absorption chimique par ThibautNEVEUX Directeur de thèse e 12 décembre 2013.

[51] Power plant post-combustioncarbondioxide capture: An opportunity for membranes Tim C. Merkel∗, Haiqing Lin, Xiaotong Wei, Richard BakerMembraneTechnology and Research, Inc.,11360Willow Road, Menlo Park, CA 94025, United States .

[52] Jean-Luc Allard -CAPTAGE ET S CAPTAGE ET S ÉQUESTRATION QUESTRATION DU CO 2 (CSC) INRS Eau Terre Environnement INRS Eau Terre Environnement par :, ing. vice-président SNC-Lavalin Environnement inc. Le 20 avril 2009 Québec.