



**République Algérienne Démocratique et
Populaire**



**Ministère de l'enseignement supérieur et de la
recherche scientifique**

Université Echahid Hamma Lakhdar- EL Oued

Faculté de la Technologie

Département de Génie des Procédés et Pétrochimie

Mémoire De Fin D'étude

Présenté en vue de l' obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : sciences et technologie

Filière : Industrie pétrochimique

Spécialité : Génie de pétrochimique

Thème

**Estimation et valorisation des pertes par
vaporisation des hydrocarbures au niveau du
bacs de stockage RS et RD au niveau du
centre sud HMD**

Soutenue le : 13/6/2022

Présenté par :

- Ferdia Abdenmour
- Chouia Soufiane
- Laib Faouzi

Devant le jury composé de :

Rajab Youssef
Bilel Khaled
Belghit Mohammed Yazid

Mr : President
Mr : Encadreur
Mr : Examineur

Université d'El Oued
Université d'El Oued
Université d'El Oued

Année universitaire : 2021/2022

Remerciement

Tout d'abord, nous remercions Dieu le Tout Puissant de nous avoir donné la volonté et le courage pour accomplir ce travail.

Nous tenons à remercier tous les membres de nos familles pour leur soutien moral et leurs encouragements durant toutes nos années d'études et pour tous leurs sacrifices, ... les mots s'épuisent sans doute, mais vous comprendrez que tout un univers de paroles ne pourrait suffire pour vous dire merci.

Nous remercions vivement notre promoteur **Mr. Khaled Bilal**, de nous avoir confié ce sujet, et de l'aide précieuse qu'il nous a toujours apporté. Qu'il trouve ici l'expression de notre sincère reconnaissance.

Une pensée pleine de reconnaissance à tous les enseignants qui ont contribué à notre formation pendant toute la durée de nos études, afin d'acquérir ce modeste travail. Nombreuses sont les personnes qui nous ont apporté leur aide et leur soutien, nous tenons à citer nos camarades qui nous ont beaucoup aidé dans notre travail, nous tenons à leurs présenter nos remerciements les plus sincères.

À tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à notre réussite MERCI.

Dédicace

*Quoi que de plus que de pouvoir partager les meilleurs moments
de sa vie avec les êtres qu'on aime.*

*Arrivé au terme de mes études, j'ai le grand plaisir de dédier ce modeste
travail :*

- ❖ Mes chers parents et mes grands parents*
- ❖ Mes chers frères.*
- ❖ Mes chères sœurs.*
- ❖ Toute ma grande famille chouia.*
- ❖ Tous mes amis chacun a son nom*
- ❖ Tous ceux que j'aime et je respecte.*

SOUFIANE CHOUIA

Dédicace

J'ai le plaisir de dédier ce modeste travail

*A ma chère mère, qui me donne toujours l'espoir de vivre et qui n'a
jamais cessé de prier pour moi.*

A mon cher père, pour ses encouragements.

Et À toute ma famille.

A tous mes amis

A Tous ceux que j'aime et je respecte.

FERDIA ABDENNOUR

Dédicace

J'ai le plaisir de dédier ce modeste travail

*À ma chère mère, qui me donne toujours l'espoir de vivre et qui n'a
jamais cessé de prier pour moi.*

À mon cher père, pour ses encouragements.

Et À toute ma famille.

À tous mes amis

À Tous ceux que j'aime et je respecte.

FAOUZI LAIB

Résume :

Dans ce travail, nous avons calculé la quantité de gaz évaporée au niveau des réservoirs **RD** et **RS** au centre sud du **HMD** en utilisant une méthode de la norme **API**, puis cette quantité de gaz estimée a été valorisée ultérieurement pour générer de l'énergie électrique et thermique exploitable dans l'unité grâce à l'utilisation de la **CHP** (Chaleur and Share énergie), un procédé qui nous a permis de produire de l'électricité et de la chaleur en un seul processus. La simulation a été réalisée à l'aide du **logiciel Aspen Hysys**, Les estimation de gaz torché par les bacs de stockage a été trouvé **1230,114 ton/an**.

Les résultats ont montré que l'énergie électrique peut être utilisée pour couvrir les besoins de la Wilayat de Ouargla à **97%**, et les résultats obtenus ont montré l'impact significatif du changement des températures de l'air ambiant sur la production d'électricité.

Les mots clés : gaz évaporés - réservoirs RD et RS - l'énergie électrique et thermique - Chaleur and Share énergie - logiciel Aspen Hysys.

ملخص:

في هذا العمل نقوم بحساب كمية الغازات المتبخرة على مستوى خزانات RD و RS باستخدام معيار طريقة API ثم تم تقدير هذه الكمية المقدرة من الغاز لاحقا لتوليد طاقة كهربائية وحرارية يمكن استغلالها في وحدة HMD بفضل استخدام تقنية مبدا التوليد المشترك للطاقة CHP (الحرارة والطاقة المشتركة), وهي عملية سمحت لنا بإنتاج الكهرباء والحرارة في عملية واحدة, وسيتم تنفيذ المحاكاة لنظام باستخدام برنامج Aspen Hysys. تم تقدير كمية الغاز الضائع من الخزانات بـ **1230.114 طن/سنة**.

أظهرت النتائج انه يمكن استغلال الطاقة الكهربائية في تغطية حاجيات ولاية ورقلة بنسبة **97%**. كما أظهرت النتائج التي تم الحصول عليها على التأثير الكبير لتغير درجة حرارة الهواء المحيط على إنتاج الكهرباء.

الكلمات المفتاحية: الغازات المتبخرة - خزانات RD و RS - الطاقة الكهربائية والحرارية - الحرارة والطاقة المشتركة - برنامج Aspen Hysys.

Abstract:

In this work, we calculate the amount of evaporated gases at the level of the **RD** and **RS** tanks in the center of the south **HMD** we use a method of the **API** standard, then this estimated quantity of gas has been valued later to generate electrical and thermal energy that can be exploited in the unit thanks to the use of the **CHP** (Heat and Shared Energy) technology, a process that makes it possible to produce electricity and heat in one operation. The simulation will be carried out using **Aspen Hysys software**, gas flared by the Storage tanks was found **1230,114 ton/yr**.

The results showed that the electric energy can be used to cover the needs of the city of Ouaregla by **97 %**, and the results obtained showed the significant impact of the change in ambient air temperatures on electricity production.

Keywords: vaporized gases - RD and RS tanks - electrical and thermal energy - combined heat and energy - Aspen Hysys software.

Table des Matières

Remerciement	3
Dédicace.....	4
Résumé :.....	7
Table des Matières	8
Liste des figures	10
Liste des tableaux.....	12
Liste des Abréviations.....	13
Introduction générale :	1
Chapitre I :Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)	

I.1 Situation géographique du champ :.....	3
I.2 Description des installations :	4
I.3 Capacités annuelles des productions :.....	5
I.4 Description du Département Traitement Sud :	6
I.4.1 Service de L'UTBS :	6
I.4.2 Service boosting :	7
I.4.3 Service traitement sud :	8
I.5 Les unités de séparation :	8
I.5.1 Séparateur horizontal :	8
I.5.2 Séparation LDBP :	10
I.5.3 Séparation 2ème Etage :	10
I.5.4 Séparation 3ème Etage :	11
I.5.5 Séparation 4 ^{ème} Etage (RD) :	11
I.6 Unité de dessalage :	12
I.7 Réservoirs dégazeurs (RD) :(Réservoirs dégazeurs)	14
I.8 Stockage :.....	14
I.9 Pomperie 1 :	15
I.9.1 Pomperie 2 :	15
I.10 Unité de stabilisations :	16
I.11 Unité de Topping (RHM1) :.....	18
I.12 Unité de fractionnement des condensats(UFC) en arrêt :	20

Chapitre II : Généralités sur les bacs de stockage

II.1 Introduction :	23
II.2 Bacs sous faibles et fortes pressions :.....	23
II.2.1 Réservoirs cylindriques verticaux :	23
II.2.2 Ballon cylindriques horizontaux :	24
II.2.3 Les sphères :	24
II.3 Bacs atmosphériques :	24
II.3.1 Cuves ouvertes :.....	25
II.3.1.1 Le fond :	26
II.3.1.2 La robe :	26
II.3.2 Bac à toit fixe :.....	28

II.3.2.1 Réservoir à toit fixe supporté :	28
II.3.2.2 Réservoir à toit fixe autoportant :	29
II.3.3 Bac à toit flottant :	30
II.3.3.1 Bac à toit flottant externe :	31
II.3.3.1.1 Toits flottants simple pont :	31
II.3.3.1.2 Toits flottants double pont :	33
II.3.3.2 Réservoirs à toit flottant interne :	35
II.3.3.2.1 Toits flottants internes soudés :	36
II.3.3.2.2 Toits flottants internes boulonnés :	36
II.3.3.3 Accessoires :	38
II.3.3.3.1 Les Soupapes de respiration :	38
II.3.3.3.2 Joints d'étanchéités :	39
II.3.3.4. Joint métallique :	39
II.3.3.4.1 Joints élastiques :	40
II.3.3.4.2 Joints flexibles :	41

Chapitre III: Estimation et Simulation des quantités des gaz torchés

III.1 Présentation de l'étude :	44
III.2 Estimation des pertes par évaporation au niveau des RD :	44
III.3 Théories sur les pertes dans les RD :	45
III.4 Estimation des pertes par évaporation au niveau des RS :	46
III.5 Théories sur les pertes dans les RS :	47
III.6 Simulation des quantités des gaz torchés	48
III.6.1 Introduction :	48
III.6.2 Définition du logiciel ASPEN HYSYS :	49
III.7 Structure générale du ASPENHYSYS	52
III.8 Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS	52
III.9 Simulation du système CHP	54
III.10. Etapes de simulation du CHP par ASPEN HYSYS	55

Chapitre IV : Résultats et discussion

IV.1 Introduction :	74
IV.2. Calcule aux niveaux des RD : (Réservoir dégazeur)	74
IV.2.1 Emissions par Respiration LS : [9].....	76
IV.2.2 Emissions par les mouvements LW : [9]	77
IV.2.3 Emissions totales aux niveaux des RD : [9] (Réservoir dégazeur)	79
IV.3 Calcules aux niveaux des RS : (Réservoir de stockage)	79
IV.3.1 Emissions de positionnement LP : [9]	81
IV.3.2 Emissions annuelles de mouillage au soutirage LWD : [9]	83
IV.3.3 Emissions totales aux niveaux des RS : [9] (Réservoir de stockage)	83
IV.4 Emissions totales aux niveaux des RD et RS :	84
IV.5 Eliminer validation de résultats :	84
IV.6 résultats de la simulation :	85
Conclusion générale	86
Références bibliographique.....	89

Liste des figures

Figure I.1 – La carte géographique du champ de Hassi-Messaoud [15].....	3
Figure I.2 – Schémas représente les Procédés du complexe industriel sud [7].....	5
Figure I.3 – plan général de l'UTBS [6]	7
Figure I.4 – Séparateur Horizontale	10
Figure I.5 – unité de dessalage [2]	14
Figure I.6 – Pomperie d'expédition [2].	16
Figure I.7 – Unité de Stabilisation [2].....	17
Figure I.8 – Unité de Topping (RHM1) [2].....	20
Figure I.9 – Unité de fractionnement des condensats [2].	21
Figure II.10 – type de réservoirs. [4].....	25
Figure II.11 – Exemple de fondation de bac [3].....	26
Figure II.12 – Epaisseurs de viroles des bacs de stockage [3].	27
Figure II.13 – Ceinture de renforcement [3].	27
Figure II.14 – Schéma représentent le toit fixe supporté. [4].....	29
Figure II.15 – Schéma représentent le toit fixe autoportant. [4]	30
Figure II.16 – Schéma représentent les toits flottants simples pont. [4]	33
Figure II.17 – Schéma représentent les toits flottants doubles pont. [4].....	35
Figure II.18 – Schéma représentent les toits flottants internes soudés. [4].....	36
Figure II.19 – Schéma représentent les toits flottants internes boulonnés. [4]	37
Figure II.20 – Soupapes à double effet.	38
Figure II.21 – Schéma représente les joints métalliques. [4]	40
Figure II.22 – Schéma représente les joints élastiques. [4].....	41
Figure II.23 – Schéma représente les joints flexibles. [4].....	42
Figure II.24 – Schéma représente les joints secondaires. [4]	42
Figure III.25 – pertes au niveau des bacs à toit fixe.....	45
Figure III.28 – Le diagramme du procédé sur ASPEN HYSYS de la centrale CHP proposée	55
Figure III.29 – Fenêtre du ASPEN HYSYS V8.6	55
Figure III.30 – Fenêtre du Aspen HYSYS V8.6 dans new case	56
Figure III.31 – Les composants de différentes entrées de la centrale.....	57
Figure III.32 – Liste de fluides packages.....	58
Figure III.33 – Fenêtre des réactions créées	58
Figure III.34 – Fenêtre de composition de l'air	59

Figure III.35 – Fenêtre de composition de l'air	60
Figure III.36 – Fenêtre des con	61
Figure III.37 – Présentation de compresseur.....	61
Figure III.38 –Installation de compresseur.....	62
Figure III.39 – Fenêtre de paramètres de compresseur	63
Figure III.40 – Fenêtre de composition du gaz naturel	64
Figure III.41 – Fenêtre des conditions d'entrée du gaz naturel	65
Figure III.42 – Présentation de la chambre de combustion.....	65
Figure III.43 – Installation de la chambre de combustion.....	66
Figure III.44 – Fenêtre de réaction dans la chambre de combustion.....	66
Figure III.45 – Présentation de la turbine.....	67
Figure III.46 – Installation de la turbine	67
Figure III.47 – Fenêtre des paramètres de la turbine.....	68
Figure III.48 – Présentation de la balance.	68
Figure III.49 – Installation de la balance.....	69
Figure III.50 – Présentation de l'ajusteur.	69
Figure III.51 – Installation de l'ajusteur.	70
Figure III.52 – Schéma du modèle d'échangeur de chaleur.....	70
Figure III.53 – Fenêtre des paramètres de l'échangeur.....	71
Figure III.54 – Fenêtre des conditions de l'échangeur.....	72
Figure III.55 – Fenêtre des paramètres de l'échangeur.....	72

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Production annuelle au niveau du CIS et CINA [1].	5
Tableau II.1 : caractéristiques de pression et de dépression.....	38
Tableau III.1 : Composition du gaz torché [13]	53
Tableau III.2 : Conditions de fonctionnement de la conception de la centrale [13].....	53
On définit les conditions et les paramètres de l'échangeur de chaleur, qui sont définies dans le tableau (V.3) :	71
Tableau III.3 : Paramètres utilisés dans la simulation de l'échangeur de chaleur.....	71
Le tableau suivant représente toutes les variables inclus dans les calculs des pertes par évaporation au niveau des RD :	74
Tableau IV.1 : Représente les variables utilisées dans les calculs du bac à toit fixe.	74
Le tableau suivant représente tous les variables inclus dans les calculs des pertes par évaporation aux niveaux des RS :	79
Tableau IV.2 : Représente les variables utilisées dans les calculs du bac à toit flottant.	80
Tableau IV.4 : Résultats de simulation.....	85

Liste des Abréviations

CIS : Centre Industrielle Sud

RD : Réservoir à toit fixe

RS : Réservoir de stockage

UTBS : Unité de Traitement de Brut destinée à recevoir et à traiter l'huile non Stabilisée

CINA : Centre Industrielle Nord

ZCINA : Nouvelle Centre Industrielle Nord

TVR : Tension du Vapeur Red

BSW : Basic Sediment and Water

GPL : Gaz Petroleum Liquéfiée

HMD : Hassi Messaoud

LDHP : Ligne Directe Haute Pression

LDBP : Ligne Directe Basse Pression

Introduction générale :

Les pertes des hydrocarbures par évaporation au niveau des bacs de stockage est le transfert de produit stocké sous forme de vapeur dans l'atmosphère. Ce phénomène se produit quand la pression dans le réservoir est Assez élevée pour soulever le clapet de la soupape, cette forte pression due aux concentrations des vapeurs dans la partie supérieure du réservoir ces concentrations sont la conséquence d'un changement de phase contenant dans le réservoir. Une des causes majeures de ce changement de phase est le non stabilisation de brut.

La plupart des recherches menées dans ce domaine se sont concentrées sur l'effet de la structure du réservoir et des conditions de stockage sur les taux d'évaporation. Un aspect important de ce problème réside dans la modélisation de l'échange de chaleur à travers la couche de gaz au-dessus du réservoir. Ce volume de vapeur est essentiellement constitué de gaz dont l'épaisseur varie en fonction de la quantité de pétrole brut stockée

Nos recherches actuelles comprennent l'estimation des pertes par évaporation des réservoirs RD à toit fixe et des réservoirs RS à toit flottant selon la méthode de la norme API, puis cette quantité de gaz estimée a été valorisée ultérieurement pour générer une énergie électrique et thermique exploitable dans l'unité grâce à l'utilisation de la CHP (Chaleur and Share énergie), un procédé qui nous a permis de produire de l'électricité et de la chaleur en un seul processus.

Elle comprend scinque chapitres ; Le premier, le deuxième et contenant des généralités sur le champ de HMD, une description sur le département traitement sud, et des généralités sur les bacs de stockages. Le troisième Le quatrième chapitre, indique Estimation et Simulation des quantités des gaz torchés, ainsi que résultats et discussion.

Chapitre I :
Présentation du champ H.M.D et du (CIS)
Et Description du département traitement
du (CIS)

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

I.1 Situation géographique du champ :

La région de Hassi- Messaoud représente la zone stratégique pour la société SONATRACH, car elle dispose du plus grand gisement de pétrole en Algérie. Elle occupe la partie centrale de la plateforme saharienne.

Le champ de Hassi- Messaoud se situe à environ 850 km au Sud Est d'Alger et à 350km de la frontière tunisienne. Aussi bien, elle se situe environ à 86 km au sud Est d'Ouargla et à 172 km au Sud de Touggourt (voir la figure qui suit).

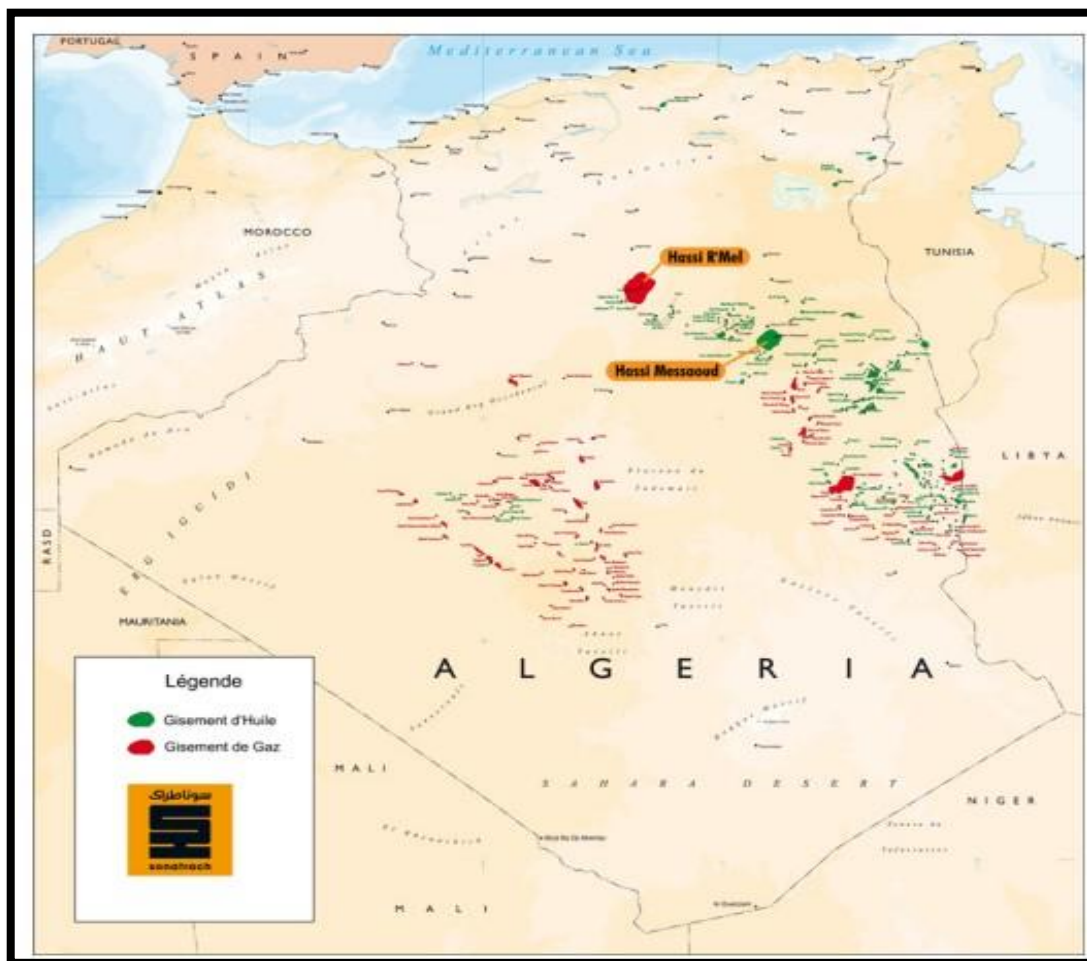


Figure I.1 – La carte géographique du champ de Hassi-Messaoud [15].

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

I.2 Description des installations :

La production d'un puits est un mélange triphasique composé d'hydrocarbures liquide et gaz, d'eau et impuretés. Cette production subit un traitement niveau des complexes industriels CIS et CINA avant d'être expédiée.

Les quatre complexes CIS et UTBS et CINA et ZCINA composés d'une chaîne de procédés plus ou moins complexes ont pour fonction le traitement des effluents provenant des puits producteurs [7].

Ces procédés sont faits pour prendre en charge [7] :

Le traitement du pétrole brut : séparation huile-eau gaz, dessalage et stabilisation pour la production d'un pétrole brut conforme aux normes commerciales (TVR, Salinité, Densité et BSW).

- ✓ Le traitement des gaz associés produits aux cours du processus du traitement du pétrole brut pour la production des GPL et condensats.
- ✓ Le traitement des eaux huileuses générées lors du processus traitement de pétrole brut pour la protection de l'environnement.
- ✓ Le raffinage d'une partie du brut pour la production de carburants; approvisionnement du marché local.
- ✓ La réinjection des gaz résiduels et l'injection d'eau pour le maintien de la pression du gisement.

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

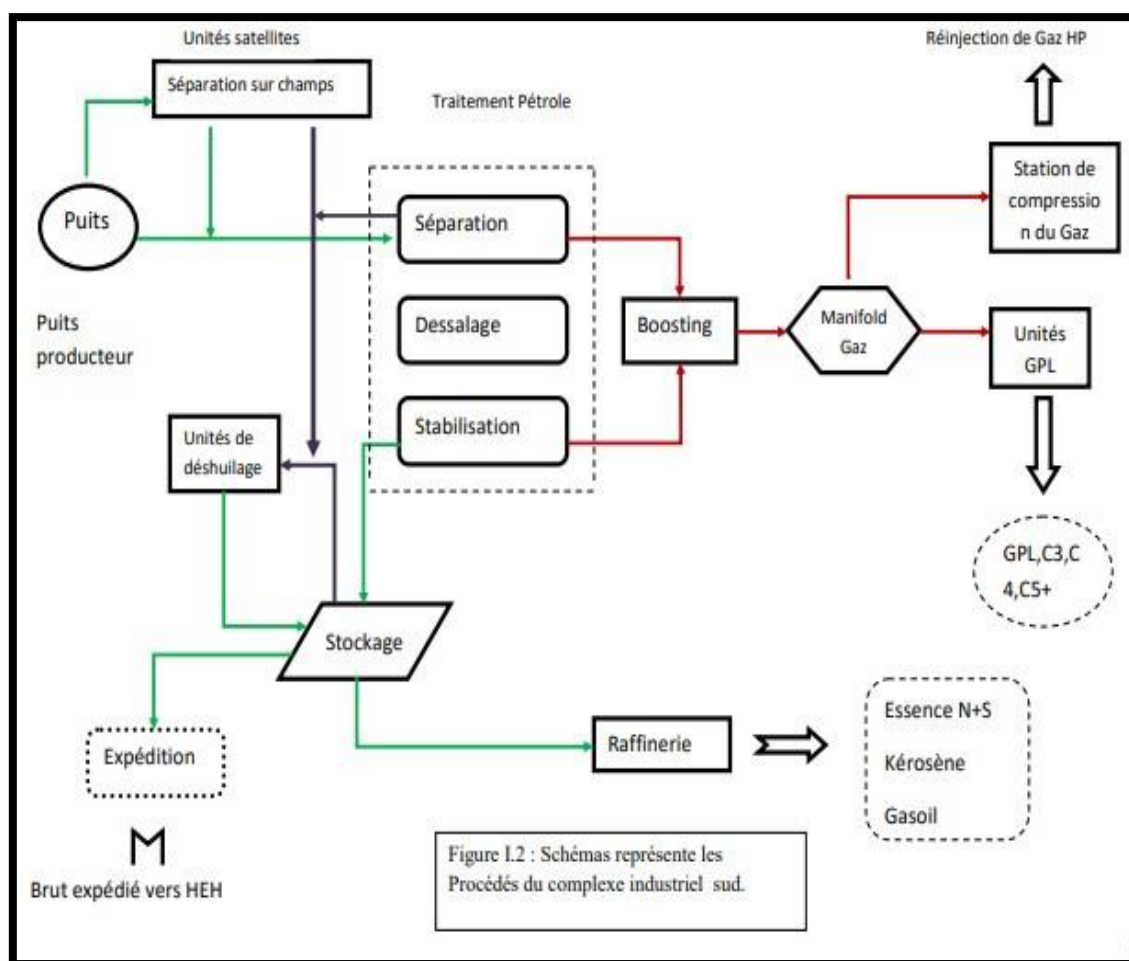


Figure I.2 – Schémas représente les Procédés du complexe industriel sud [7].

I.3 Capacités annuelles des productions :

Le champ de Hassi - Messaoud l'un des plus grands gisements au monde, aujourd'hui l'an 2020 avec 900 puits producteurs des hydrocarbures, la production journalière est environ de 46000 ton/jour, ce tableau en-dessous présente la production de mois de mars 2020 par rapport à la capacité de production Nord et Sud.

Tableau I.1 : Production annuelle au niveau du CIS et CINA [1].

Mois	Production Nord Ton/Jour	Production Sud Ton/Jour	Production Total Ton/Jour
Décembre 2019	24 335,5	23 587,8	47 923,3
Janvier 2020	23 485,3	23 312,3	46 797,7
Février 2020	24 487,1	22 651,3	47 138,4
Mars 2020	22 379,0	23 553,9	45 932,9

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

I.4 Description du Département Traitement Sud :

Introduction :

Le complexe industriel sud (CIS) est situé au sud du champ HMD, il reçoit la production totale en huile de la zone sud, cette production provient par des unités satellites, et par des lignes directes via les puits LDHP (ligne directe haute pression), et LDBP (ligne directe basse pression, et le 2^{ème} étage), les premiers services qui accueillent cette production sont le service traitement du brut et le service UTBS.

Trois services sont inclus dans ce département :

I.4.1 Service de L'UTBS :

➤ Description générale de l'UTBS:

L'UTBS a été mise en service en août 2010. Donc, c'est une nouvelle unité de traitement de brut destinée à recevoir et à traiter l'huile non stabilisée et non dessalée provenant de six champs satellites existants dans la région de Hassi Messaoud sud et d'expédier l'huile stabilisée vers le centre de stockage situé à Haoud El Hamra.

L'UTBS comprend :

- ✓ Un manifold de production.
- ✓ Trois trains de stabilisation de brut.
- ✓ Quatre compresseurs de gaz.
- ✓ Une pomperie d'expédition du brut.
- ✓ Utilités (Centrale d'Air/azote, traitement des eaux huileuses...etc.).
- ✓ Un réseau de torche.
- ✓ Bacs de stockage. [6]

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

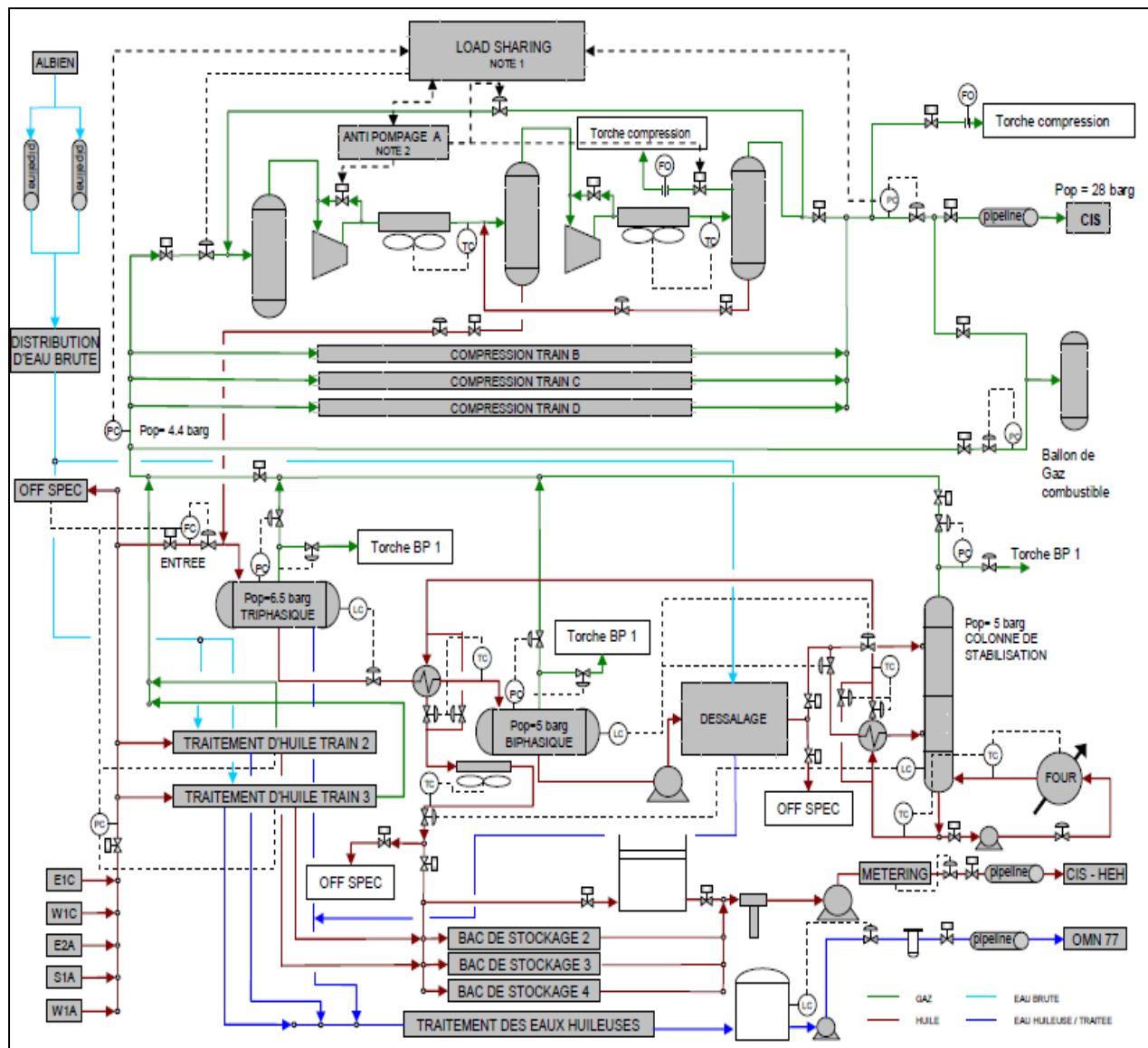


Figure I.3 – plan général de l'UTBS [6]

I.4.2 Service boosting :

- ✓ Manifold
- ✓ Séparation LDHP
- ✓ Unité de traitement des eaux huileuses.
- ✓ Centrale d'air.

Les unités compressions :

Ces unités sont conçues pour comprimer, à la pression maximale d'environ 28 bars. Elles comprennent :

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

- ✓ Unité de compression 2emeetage.
- ✓ Unité de compression 2emeetage bis.
- ✓ Unité de compression 3emeetage.
- ✓ Unité de compression 3emeetage bis.
- ✓ Unité de compression LDBP1.
- ✓ Unité de compression LDBP2.
- ✓ Unité de compression LDBP3. [7]

I.4.3 Service traitement sud :

Le service traitement sud-est la base du centre industriel sud (CIS), parce qu'il est la source de toute la charge qui assure le fonctionnement des autres services, il se compose en plusieurs unités :

➤ **Manifold nord:**

Il ya deux manifold :

- ✓ Le manifold sud est le plus important, il contient 26 arrivées de brut
- ✓ Le manifold nord contient 09 arrivées.

Dans chaque manifold Il y a des transversales qui sont liées avec toutes les arrivées à l'aide des vannes manuelles, où on fait connecter les arrivées qui ont les mêmes propriétés dans la même transversale, parmi ces propriétés : la pression (varie de 05 à 30 bars).

Ces transversales sont : LDHP, LDBP, 2eme ETAGE, DESSALAGE P4000, TEST, CONDESS.

I.5 Les unités de séparation :

Les unités de séparation ont été divisées en trois classes de séparation, selon la pression et le genre de l'hydrocarbure (gaz ou pétrole brut).

I.5.1 Séparateur horizontal :

C'est un récipient cylindrique horizontal contenant différent éléments pour réaliser les cinq fonctions (**Figure II.5**) [1].

➤ **Fonctionnement:**

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

Le mélange d'hydrocarbures arrive à une extrémité et est projeté sur un déflecteur brisant l'émulsion. Par différence de densité, l'huile tombe au fond du cylindre, le gaz s'accumule dans la partie supérieure.

Le gaz traverse un certain nombre de chicanes qui retiennent les gouttelettes d'huile, puis à travers un dernier tamis dit, extracteur de brouillard, avant de partir par une sortie supérieur, l'huile est soutirée à la partie inférieure. Il est à noter qu'un tel appareil travaille à une certaine pression (sélectionnée pour obtenir la récupération maximale). Cette pression fournit l'énergie nécessaire pour chasser l'huile à la partie inférieure. Afin de conserver toujours une garde d'huile. Cette sortie est contrôlée par une vanne automatique sur la sortie gaz, commandée par un contrôleur de pression. La capacité des séparateurs horizontaux va Généralement jusqu'à $5000\text{m}^3/\text{j}$, avec des pressions pouvant atteindre 420bars. Au moyen Orient, on retrouve des séparateurs horizontaux de très grande capacité pouvant aller jusqu'à $20000\text{m}^3/\text{j}$ [1].

➤ **Avantage**

- ✓ Solution économique.
- ✓ Transport facile.
- ✓ Séparation tri phasique aisée.
- ✓ Rempli à moitié, il offre un passage suffisant au gaz.
- ✓ Si le puits débite par bouchons de gaz, les différents volumes gazeux s'écoulent sans inconvénients.

➤ **Inconvénients**

- ✓ Limité au moyennes et bases pressions.
- ✓ Nettoyage malaisé en cas de production de sédiments.

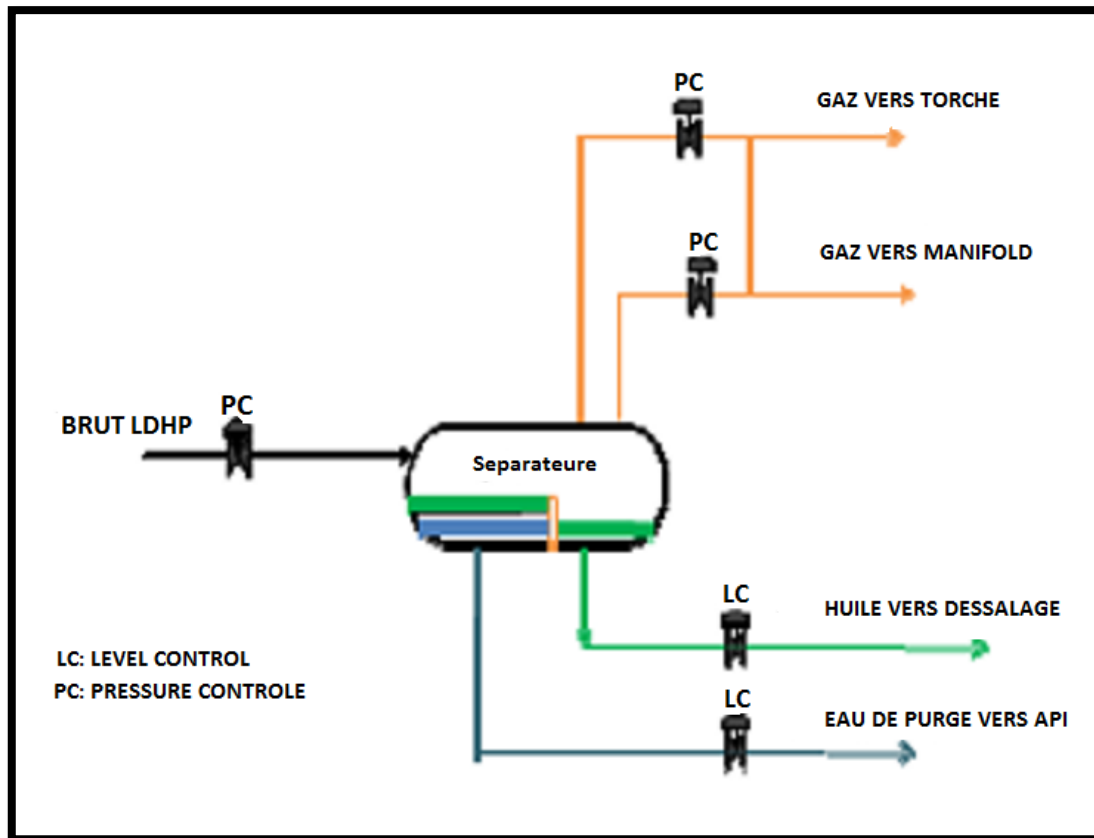


Figure I.4 – Séparateur Horizontale

I.5.2 Séparation LDBP :

La série de séparation LDBP travaillant à 11 bars est constituée de douze (12) séparateurs FA1101(A, B, C et D), FA2101 (A, B, C et D) et FA3101 (A, B, C et D), dont quatre sont mis en service et huit au secours.

Les séparateurs LDBP travaillent au même principe que les séparateurs LDHP. Mais actuellement, l'eau est envoyée avec le brut vers l'unité dessalage (dessaleur3) et le gaz vers les unités de compressions LDBP (1,2 et 3). [2]

I.5.3 Séparation 2ème Etage :

Le deuxième étage de séparation est composé de trois série A, B, C dont chacune est constituée de quatre séparateurs, travaillant à une pression de service 04 bars : FA1102 (A, B, C et D), FA2102 (A, B, C et D) et FA3102 (A, B, C et D). Ils sont alimentés par l'unité de dessalage, le brut des satellites, les condensats des stations de compression et les condensats

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

C5+ de l'U.F.C. Chacun de ces séparateurs est capable de traiter quotidiennement une quantité de $2\,724\text{ m}^3/\text{j}$ d'huile et de $75\,600\text{ m}^3/\text{j}$ de gaz.

Le gaz sortant est envoyé vers l'unité de compression 2^{ème} étage (1 ou 2) et le brut est réparti en sept lignes (L1-L7) dont six lignes associent deux séparateurs chacune et la septième est banalisée avec les douze séparateurs. Puis, il se dirige vers les séparateurs à basse pression (les BP). [2]

I.5.4 Séparation 3ème Etage :

Cette unité est composée de 05 séparateurs cylindriques verticaux FB1103 (A, B, C, D et E) travaillant à une pression de 120 gr/cm^2 (0.12 bars) et ayant une capacité de traitement de $22525\text{ m}^3/\text{j}$ d'huile et $508440\text{ m}^3/\text{j}$ de gaz. Le brut venant de la séparation 2^{ème} étage et l'unité de stabilisation est injectée en haut de séparateur, la hauteur du niveau d'injection a pour but de diminuer la pression de brut et assurer un bon dégazage. L'huile issue de cette séparation est envoyée vers les réservoirs dégazeurs RD et le gaz est envoyé vers l'unité de compression 3^{ème} étage (1 ou 2) par la conduite 42", ou vers la torche par la 42" ou la 16" [2].

I.5.5 Séparation 4ème Etage (RD) :

C'est la dernière opération de séparation, ou le brut venant des séparateurs BP se débarrasse des dernières traces de gaz y compris (élimination des gaz entraînés par le brut), d'où l'appellation réservoir dégazeur (RD). Cinq (05) réservoirs (A, B, C, D et E) à toit fixe travaillant à une pression de 20 gr/cm^2 (0.02 bars) sont mis en œuvre avec une capacité de 2500 m^3 chacun [2].

L'entrée et la sortie de brut sont au fond du réservoir. En sortant, le brut est aspiré par la pompe GA 1103 A/B/S (pompe de transfert) et refoulé vers les réservoirs de stockage (RS) en passant par l'unité de pomperie, le gaz est torché (faible quantité) et l'eau est dirigée vers l'unité de traitement des eaux huileuses appelée bassin API [2].

Les réservoirs dégazeurs sont munis des soupapes de sécurité (soupapes d'aspiration) qui servent à régler leur pression pour éviter leur déformation [2].

Le tableau I.1 donne la capacité de séparation design de l'unité de traitement de brut (CIS).

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

I.6 Unité de dessalage :

Le brut arrivant du séparateur tri-phasique se dirige vers l'unité de dessalage qui est destinée à réduire la salinité du brut (les sels sous forme dissous dans l'eau accompagnant le brut ou en suspension), la teneur en eau et autres impuretés doivent être éliminés avant que le brut passe à la stabilisation [2].

L'unité se dessalage comprend deux séries. La première série, il y a trois dessaleurs cylindriques horizontaux FA201B, FA202B et FA203B dont le dessaleur 1 à une capacité de $10000\text{m}^3/\text{j}$ et les deux autres ont une capacité de $12900\text{m}^3/\text{j}$ chacun. La deuxième série, trois Grandes dessaleurs cylindrique horizontaux FA204B, FA205B et FA206B dont le dessaleur 1 une capacité d' $15000\text{m}^3/\text{j}$.

Le premier et le quatrième sont alimentés par la séparation haut pression LDHP a une pression de 28 bars et son brut alimente en principe l'unité de stabilisation et l'excès est envoyé vers la séparation deuxième étage. Et le troisième et sixième sont alimentés par la séparation à basse pression (LDBP) et sont brut alimente la séparation 2^{ème} étage aussi [1].

Une eau fraîche est ajoutée au brut avant d'être admis dans le dessaleur, cette eau qui représente 5% de la charge en brut est aspirée à 6 bars et refoulée à 30 bars (pression supérieure à celle du dessaleur) à l'aide de l'une des pompes d'injection GA201 (A, B, C, D et E) et cela pour avoir une viscosité correcte permettant d'effectuer un bon lavage (dessaleur) en passant par une vanne de mélange [2].

La charge est envoyée vers le ballon dégazeur (on a six ballons) : FA201A, FA202A, FA203A, FA204A, FA205A et FA206A chacun fonctionne avec le dessaleur correspondant) situé à une hauteur considérable pour assurer la diminution de la pression de brute et faciliter le dégazage à l'entrée du ballon. Le gaz est réinjecté dans les conduites menant à la séparation 2^{ème} étage pour y maintenir une certaine pression permettant d'écouler le brut [1].

Le brut sortant du ballon dégazeur est admis au fond du dessaleur, son passage à travers la couche d'eau y accumulée assure un bon lavage et un meilleur contact eau /huile. Mais le plus souvent, on n'arrive pas à se débarrasser de l'eau qui se trouve sous formes d'émulsions stables (produits non miscibles). L'émulsion est constituée de deux liquides immiscibles dont l'un est dispersé sous formes de fines gouttelettes dans l'autre et l'émulsion stable est celle qui ne peut pas être rompue sans avoir recours à certains traitements soit chimique, électrique, mécanique ou combiné où la molécule d'eau est comprise (entourée)

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

dans la molécule de brut et la force d'attraction entre les deux molécules est assurée par des agents appelés émulsifiants tels que l'acide naphénique, les asphaltes, les paraffines, les gommes, etc...., les molécules d'eau ne peuvent se réunir pour se décanter, ce qui exige de briser la couche protectrice en faisant appel aux agents appelés dés-émulsifiants.

Ce sont des composés comportant une chaîne hydrocarbonée lipophile ayant des propriétés tensioactives. Ils sont anti-oxygènes et mouillants qui injectés en faible quantité et d'une manière régulière dans des points définis par la nature d'émulsion et l'équipement, se diffusent et jouent le rôle de déstabilisant. Ils permettent ainsi de combattre l'émulsion. Actuellement, on utilise le CHIMEC 2439 comme agent dés-émulsifiant.

L'émulsion est stabilisée par des molécules polaires (asphalte, sable paraffine, etc. ...), d'où la nécessité d'utiliser certains dés-émulsifiants. La difficulté de la coalescence est donc fonction de la quantité injectée. Deux mécanismes aident à la coalescence des molécules d'eau : les forces d'attraction entre elles, dues à la polarité de ces molécules qui tendent à s'orienter et l'agitation créée par le champ électrique.

Le dessaleur comprend deux électrodes provoquant un champ électrique de 20 KV de tension, alimenté par un transformateur situé sur le dessaleur, ce champ à haute tension et basse fréquence fait vibrer les molécules d'eau ce qui facilite l'attraction des charges (les molécules d'eau chargées positivement ou négativement) donc la coalescence et qui assure aussi une agitation permettant de diminuer la viscosité et d'augmenter la force d'attraction pour, en fin, augmenter la vitesse de décantation et avoir un temps de passage inférieur au temps de séjour du dessaleur.

Il est à noter qu'il faut qu'il y ait une distance entre l'interface eau/huile et l'électrode le plus bas pour ne pas perturber le champ électrique.

En ce qui concerne la sécurité, le dessaleur est muni d'une soupape ouverte à une ligne conduisant aux API, aussi des vannes de réglage de débit FRCV, Niveau LRCV et Pression PRCV [2].

Le dessaleur a des paramètres essentiels pour le bon fonctionnement :

- ✓ Température de la charge ($T \approx 60^{\circ}\text{C}$), un préchauffage de la charge avant l'entrée au dessaleur est nécessaire, ce qui n'est pas disponible au CIS;
- ✓ Pourcentage de l'eau de lavage 5% de la charge ;
- ✓ Niveau d'interface eau/huile (à peu près 90 cm);

- ✓ Distance entre l'interface et l'électrode la plus basse.

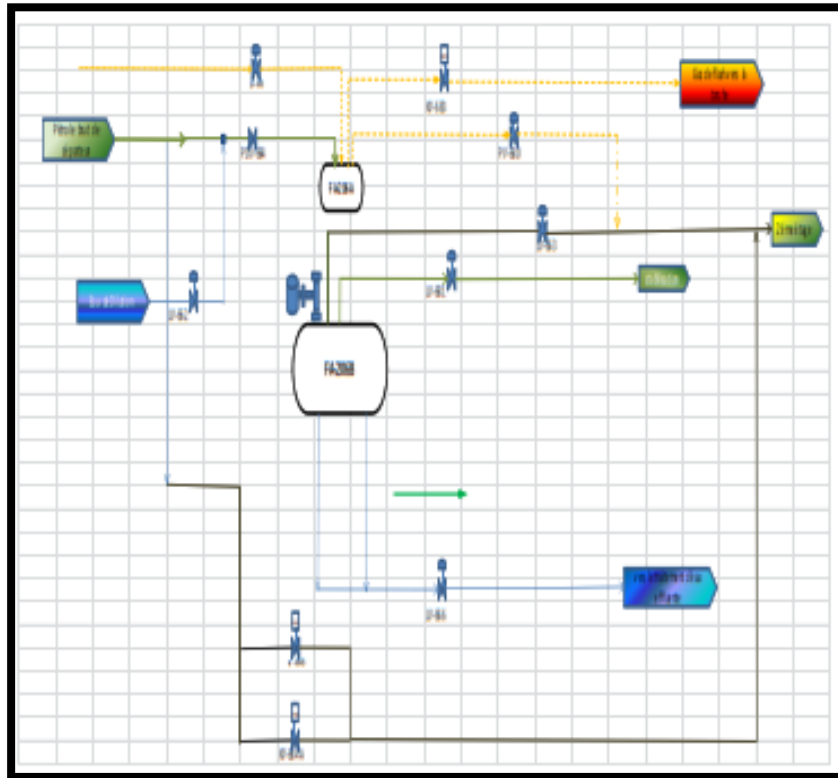


Figure I.5 – unité de dessalage [2]

I.7 Réservoirs dégazeurs (RD) :(Réservoirs dégazeurs)

C'est dans les réservoirs de dégazage RD qu'on appelle aussi 4^oétage où s'effectue la dernière étape de séparation ou dégazage. Ces réservoirs sont de types à toit fixe. Le gaz sortant de chaque RD est dirigé vers torche (faible quantité). L'huile est transférée vers les réservoirs de stockage RS par des pompes de transfert, l'eau purgée est envoyée vers le bassin API.

I.8 Stockage :

Le parc de stockage du brut est constitué de cinq réservoirs à toit flottant RS (A, B, C, D et E) d'une capacité de 15000 m³ chacun, ces bacs sont remplis et vidés dans une même conduite.

Le brut doit rester un certain temps pour réduire sa salinité en diminuant sa teneur en eau, après il sera expédié vers Haoud El Hamra (HEH), et une partie ($165 \text{ m}^3/\text{h}$) va servir comme charge pour la nouvelle raffinerie RHM2.

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

I.9 Pomperie 1 :

Elle se compose de :

- ✓ Trois (3) pompes de transfert GA1103 (A, B, et S) ayant une capacité de 1090 m³/h chacune, ces pompes jouent un rôle intermédiaire entre les RD et les RS à travers les deux conduite 30 " et 24" (la 24" renferme la 16" et la 20").
 - ✓ Deux (02) pompes de suralimentation (nourricières) GA1101/S, qui assurent la pression d'aspiration des pompes d'expédition, elles aspirent des RD et refoulent vers l'aspiration des pompes d'expédition.
 - ✓ Quatre (4) pompes d'expédition GA1102 A, B, C et S ayant une capacité de 1350 m³/h chacune, leur rôle est l'expédition du brut vers le terminal stockage à HEH sous une pression de 16 bars à travers les pipes (la conduite) 20" ou 16".
 - ✓ Une pompe de décantation GA1104 (qui peut servir comme une pompe de transfert), son rôle est l'évacuation des eaux décantées aux fonds des RD et des RS vers les bassins API.
- [2]

I.9.1 Pomperie 2 :

Elle se compose de :

- ✓ Deux (02) pompes de suralimentation (nourricières) GA1150/S ayant une capacité de 1090 m³/h chacune, elles envoient une partie de brut à la nouvelle raffinerie RHM 2 pour le raffinage et l'autre partie est expédiée vers HEH, soit directement à 6 bars, soit à l'aide des pompes GA1151 A et B à travers le 16".
- ✓ Deux pompes GA1151 A et B, ayant pour but d'augmenter le débit d'expédition (14 bars) vers HEH sur 16".

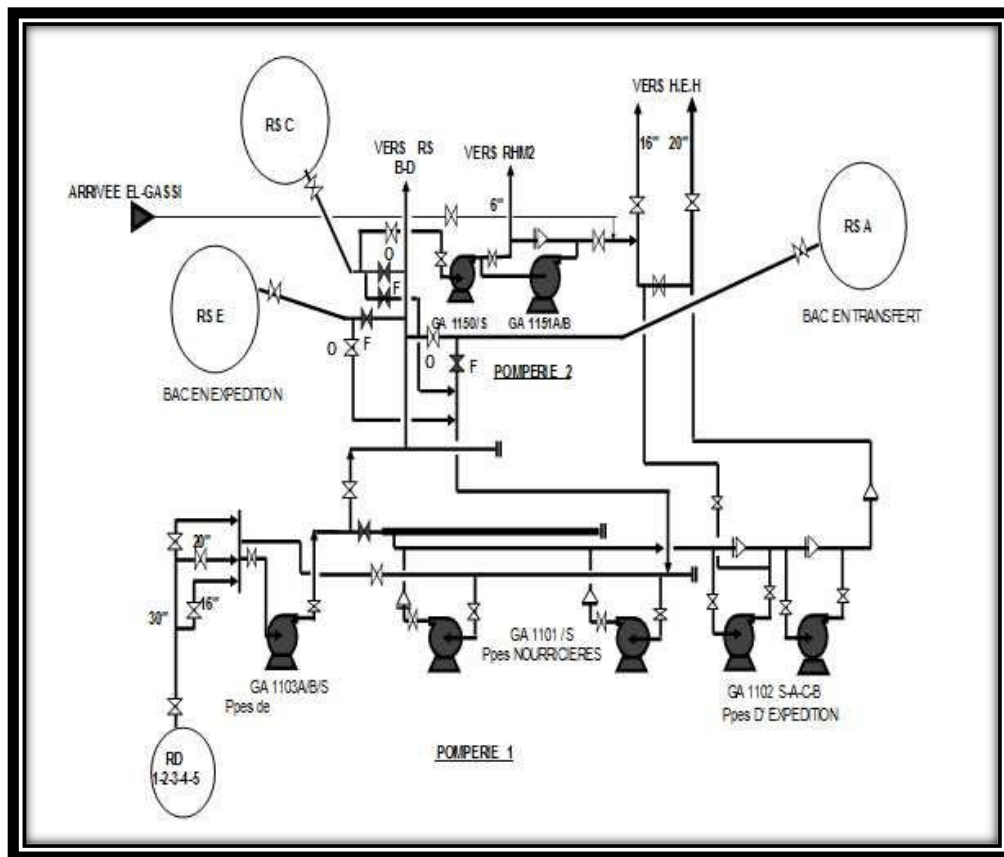


Figure I.6 – Pomperie d’expédition [2].

I.10 Unité de stabilisations :

La stabilisation est une opération qui consiste à éliminer les fractions les plus volatiles (légères) afin de baisser la tension des vapeurs de brut (TVR). En plus, elle contribue indirectement à l’élimination des produits corrosifs tels que H_2S , les sels et d’autres impuretés (la teneur en gaz doit être inférieure à 0.5%). La stabilisation se fait en portant le brut à une température plus de $260^{\circ}C$.

L’installation (figure I.4), ayant une capacité de $10000m^3/j$, comprend une colonne de distillation simple DA03 (28plateaux), le brut prévenant du dessaleur trois à $45^{\circ}C$ environ est préchauffé jusqu’à $180^{\circ}C$ en traversant une batterie de quatre échangeur de chaleur EA01 ou EA02 coté calendre, la chaleur nécessaire est fournie par le produit du fond de colonne (brut stabilisé passant en coté tube), ce préchauffage à pour but d’assurer le fonctionnement de la colonne et d’éviter le choc thermique du four travaillant à une température de l’ordre de $265^{\circ}C$, la pression est réglée en fonction de la teneur en produits volatils. Le brut préchauffé

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

entre dans la zone de flache de la colonne (11^{ème} plateau), les hydrocarbures légers sont récupérés au sommet et refroidis en passant par l'aéro réfrigérants EC07 pour récupérer les condensats au niveau du ballon de reflux FA01. A la marche normale de l'unité, le condensat est aspiré par la pompe GA06/S et refoulé dont une partie vers l'UFC comme charge de l'unité et l'autre partie est injectée au sommet de la colonne comme reflux.

Pour maintenir la température du sommet (110°C comme température maximale) et condenser les fractions les plus lourds comprises dans le gaz montant. Le gaz du ballon de reflux est envoyé vers les unités de GPL ou bien vers les unités de compression LDBP1, 2 ou 3. Le rebouillage est réalisé par le four BA01 (four cylindrique de type vertical) qui est sécurisé par l'électrovanne (tout ou rien) contrôlant la vanne automatique de fuel gaz TRC01, le brut est aspiré par la pompe GA05/S et refoulé vers le four ou il reçoit la chaleur nécessaire pour faire vaporiser les hydrocarbures légers entrainés au fond de la colonne et y maintenir la température de fonctionnement.

Une partie de brut stabilisé (720m³/j) est envoyée vers l'unité de TOPPING et l'autre traverse la batterie d'échangeur puis l'aéro réfrigérant EC06, après elle est mélangée avec les produits non-conformes de l'unité de TOPPING tels que le résidu, le naphta, etc., pour alimenter enfin l'unité de Séparation de basse pression (3^{ème} étage).

Le brut stabilisé a les caractéristiques suivantes : TVR = 0.650kg/cm² à 38°C et une densité $d^{15}_4 = 0.7920$ [2].

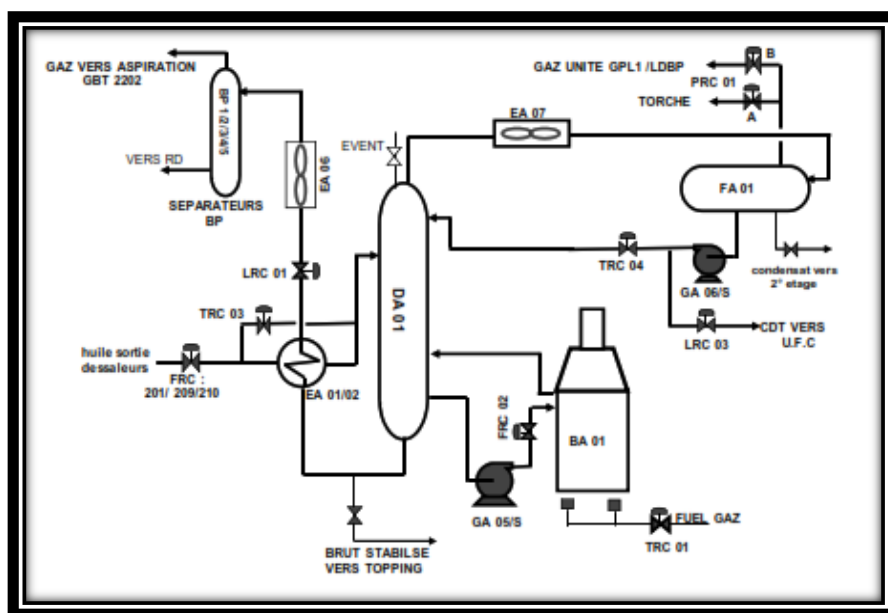


Figure I.7 – Unité de Stabilisation [2]

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

I.11 Unité de Topping (RHM1) :

Vue les besoins de sud du pays à l'époque, une unité de topping (**Figure II.10**) a été créée pour la production des produits commerciaux, à savoir : essences, lampant et gasoil.

L'opération consiste à fractionner le brut en une série de coupes telles que le butane, l'essence, le lampant, le naphtha, le gasoil et le résidu et fournir directement des produits commerciaux (carburants liquides) répondant à des spécifications définies.

Le fractionnement est généralement réalisé dans une colonne à plateaux sous une pression atmosphérique (1 à 3 bars), elle utilise la température comme agent sélectif. Sur chaque plateau, les vapeurs montant et les liquides descendant sont en équilibre thermodynamique.

L'unité de topping est composée de trois colonnes : d'une colonne principale DA101, qui est divisée en deux parties ; un vaporisateur et un fractionnateur, d'un débutaniseur DA102 et d'un strippeur DA103.

La partie de brut stabilisé envoyée vers le topping ($720\text{m}^3/\text{j}$ environ) est admise dans le four BA101 ou elle est préchauffée jusqu'à une température d'environ 340°C , pour alimenter le vaporisateur. Le résidu sortant du vaporisateur passe à la pompe GA104 puis à l'échangeur de chaleur EA107 (coté tube) ou il surchauffe le produit soutiré du strippeur (le lampant). Après il sera mélangé avec le brut stabilisé (sortant de la stable) passant par les aéro réfrigérants EA06 aux BP. Les vapeurs de tête de vaporisateur contenant des traces du liquide sont injectés à la zone flash du fractionnateur (14^{ème} plateau). On assure le reflux, contrôlé par la vanne TRCV102, par le fond de fractionnateur.

Les vapeurs de sommet du fractionnateur (gazoline) subissent un refroidissement au niveau des aéro réfrigérants EA100/1, puis on aura la séparation du condensat et du gaz au niveau du ballon de condensat (ou ballon de reflux) FA101, le gaz est envoyé vers torche, tandis que le condensat est aspiré par la pompe GA101/S pour être divisée en deux parties :

Une est envoyée vers le débutaniseur DA 102 (comme charge), l'autre retourne au fractionnateur comme reflux.

Le liquide de fond du fractionnateur (le gasoil) est aspiré par la pompe GA103/S pour être divisé en deux parties : La première est admise au four BA 103 pour maintenir la température du fond de colonne (rebouillage), et la deuxième passera par l'échangeur EA106 pour assurer le rebouillage du débutaniseur (surchauffe l'essence sortant de fond de

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

débutaniseur), après elle subira un refroidissement au niveau des aéro réfrigérants EC100/1 puis l'aéro réfrigérants EC105 pour être envoyé au stockage (SPF).

Le lampant soutiré du 9^{ème} plateau alimente le stripeur DA103 pour être stabilisé (être conforme au stockage et à la commercialisation) en éliminant ses fractions légères qui sont réinjectées dans le fractionnateur par le rebouillage réalisé au niveau de l'échangeur EA107 (chaleur fournie par le résidu). En du stripeur, le lampant est aspiré par la pompe GA105 et refoulé vers les aéro réfrigérants EC100 puis vers stockage.

Le naphta (essence lourde) est soutiré du 5^{ème} plateau et par suite est slopé vers les (BP) et les (RD).

Le débutaniseur DA102 est alimenté par la gazoline au niveau du 15^{ème} plateau, le rebouillage est assuré par le gasoil au niveau de l'échangeur EA106, l'essence sortant du fond de débutaniseur se dirige vers les aéro réfrigérants EC100 puis vers stockage. Les vapeurs de tête sont refroidis dans l'aéro réfrigérant EA100/2 pour que le condensat soit aspiré par la pompe GA102/S et refoulé comme reflux de débutaniseur, et le gaz, en majorité le butane, se dirige vers stockage (sphère de 500m³).

Le sloop est l'endroit où on envoie les produits finis non conformes vers les (BP) et les (RD).

Dans le cas actuel, tous les produits sont slopés, le stockage ne concerne que le gasoil que le gasoil uniquement ou le mélange gasoil + lampant [2].

Malgré tous ces fonction l'unité à l'arrêt depuis 2007.

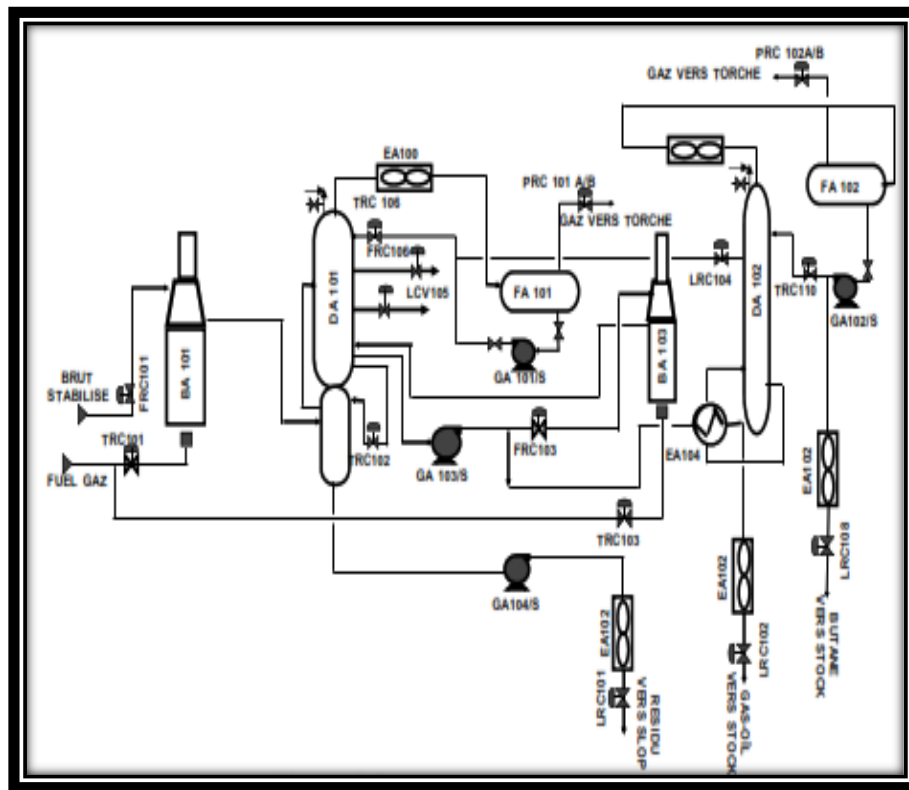


Figure I.8 – Unité de Topping (RHM1) [2]

I.12 Unité de fractionnement des condensats(UFC) en arrêt :

L'unité de fractionnement des condensats ayant une capacité de 2500 m³/j est destinée à fractionner les condensats récupérés des ballons de condensats des unités de compression 2^{ème} et 3^{ème} étage et la stable, qui constituent sa charge en trois fractions :

- ✓ Les gaz incondensable (C1 et C2).
- ✓ Le GPL (C3 et C4).
- ✓ Les condensats C5.

La charge est préchauffée au niveau d'échangeur à tête fixe EA2204 (coté faisceaux) de 45°C à 70°C environ (pression de 19 bars), puis au niveau de l'échangeur EA2203 (coté calandre) jusqu'à une température de l'ordre de 100°C, elle est ensuite séparée en deux (02) phases, liquide et gazeuse, au niveau du ballon tampon FA2206, ces deux dernières sont admises dans la colonne se fait parallèlement à travers les deux échangeurs EA2201A et B par le gasoil, le produit de fond de la colonne qui est le C5⁺ après le refroidissement à travers l'échangeur EA2204 (préchauffe la charge) et l'aéro réfrigérant EC2004, il est

Chapitre I : Présentation du champ H.M.D et du (CIS) Et Description du département traitement du (CIS)

envoyé vers la séparation 2^{ème} étage. Les vapeurs du sommet sont admis dans la colonne DA2202 comme charge. Le produit de fond de la DA2202 est aspiré par la pompe GA2203/S, ou le niveau est contrôlé par la vanne LRC2276 pour assurer le reflux de la colonne. Les vapeurs du sommet sont refroidies à travers l'aéro réfrigérant EC2203, on récupère les condensats au niveau du ballon de condensats FA2205, ou le gaz (C₁, C₂) est envoyé vers l'unité GPL ou vers les unités de compression LDBP, et l'excès vers torche, les condensats sont répartis en deux parties : la première est aspirée par la pompe GA2202 pour maintenir la température convenable du sommet de colonne, c'est le reflux, et la deuxième partie est aspirée par la pompe GA2205/S (le niveau dans le ballon est réglé par la vanne LRC2280) pour constituer la charge de la colonne DA2203. Les vapeurs de sommet de cette dernière sont aussi refroidies au niveau de l'aéro réfrigérant EC2203, leur détente se fait au ballon de condensats. Le rebouillage est réalisé à travers l'échangeur EA2202, le produit de fond de la colonne (C₃, C₄) est refroidi à travers les aéro réfrigérants EC2205 (le niveau dans la colonne est contrôlé par la vanne LRC2277) pour être ensuite envoyé vers l'unité GPL pour stockage [2].

Les produits obtenus ont les caractéristiques suivantes :

Le C₃, C₄ : la $d^{15} = 0.560$ et la TVR = 5 à 6 bars.

Le C₅ : la $d^{15} = 0.650$ et la TVR = 0.8 à 1 bar.

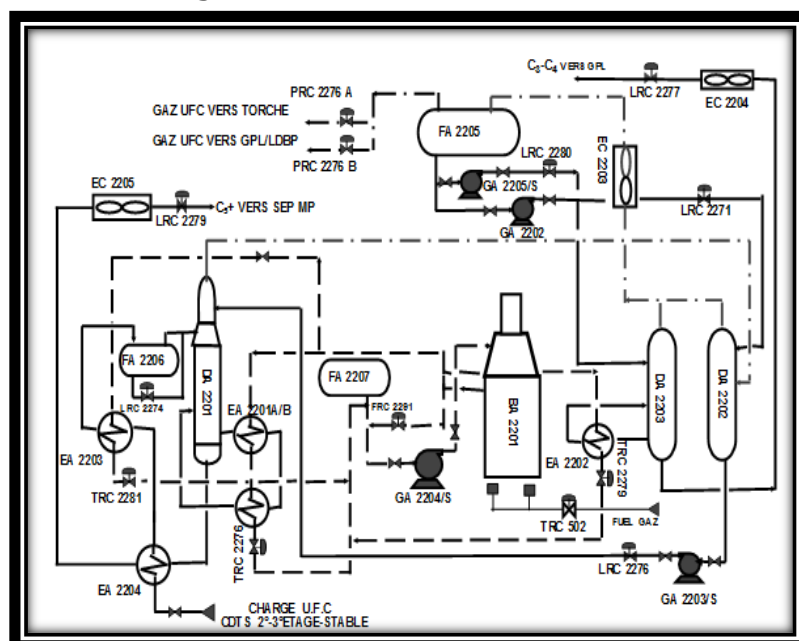


Figure I.9 – Unité de fractionnement des condensats [2].

Chapitre II

Généralités sur les bacs de stockage

II.1 Introduction :

Les réservoirs de stockage à température ambiante constituent presque la totalité des Capacités qui forment les parcs de stockages, parce qu'ils représentent la solution logique et naturelle pour stocker les liquides. Ces derniers sont conservés dans l'état physique où la température du site les maintient.

Dans cette situation et en fonction de leur degré de volatilité, une pression de vapeur plus ou moins importante s'établit au-dessus du liquide.

Lorsque celle-ci est inférieure à la pression atmosphérique, aucune pression effective n'existe dans l'enceinte de stockage et on peut alors mettre en œuvre des **réservoirs atmosphériques**.

Si, au contraire, cette pression de vapeur est supérieure à la pression atmosphérique, la capacité de stockage est soumise à une pression interne. C'est toujours le cas pour les liquides dont la température au point normal d'ébullition est inférieure à la température ambiante.

Pour ces produits, il est alors nécessaire de s'orienter vers des **réservoirs sous pression**, étudiés et conçus pour résister à cette contrainte. [1]

II.2 Bacs sous faibles et fortes pressions :

Cette catégorie de réservoirs est destinée à contenir des liquides volatils dont la tension de vapeur est supérieure à la pression atmosphérique. Ces réservoirs peuvent être aussi utilisés pour le stockage de liquides non volatils mais maintenus sous une pression de gaz pour les besoins de l'exploitation.

Ces produits ne peuvent pas être stockés dans les réservoirs atmosphériques, qui ne sont conçus que pour de très faibles surpressions. [1]

On distingue quatre types de bac de stockage :

II.2.1 Réservoirs cylindriques verticaux :

Ce sont des réservoirs à toit fixe sphérique comportant soit un fond plat ancré, soit un fond sphérique non ancré. La géométrie de ces réservoirs est désignée pour les très faibles pressions du liquide.

II.2.2 Ballon cylindriques horizontaux :

Ils peuvent être aériens ou placés sous un talus de terre. Ils conviennent bien pour le stockage sous **forte pression** et c'est leur destination première. Néanmoins, il faut citer leur emploi courant pour les petits stockages de produits inflammables liquides sans pression dans les stations de distribution de carburants. [1]

II.2.3 Les sphères :

Elles représentent la forme idéale pour les stockages sous forte pression car c'est sur ce type de coque que le niveau des contraintes de membrane reste le plus faible. Elles permettent de réaliser économiquement des capacités importantes.

La forme sphérique permet de mieux utiliser la résistance de la tôle et d'obtenir un moindre coût de fabrication. Le remplissage et la vidange s'effectuent à la partie inférieure de la sphère par une conduite sur laquelle est monté en général un clapet hydraulique de sécurité. Des escaliers permettent l'exploitation des matériels tels que jauges manuelles, manomètres, événements, thermomètres, soupapes, situés au sommet. La protection incendie est assurée par des rampes de pulvérisation d'eau qui peuvent être éventuellement utilisées l'été comme rampe de réfrigération.

Les sphéroïdes

Ils sont utilisés comme moyen de stockage intermédiaire entre les réservoirs cylindriques verticaux sous faible pression et les ballons ou les sphères sous forte pression. [8]

II.3 Bacs atmosphériques :

Ce sont des réservoirs cylindriques verticaux à fond plats, on peut distinguer trois types de bacs :

✓ Les cuves ouvertes:

Ils ne comportent pas de toit et leur emploi est limité aux quelques liquides qui ne sont pas dangereux.

✓ Les réservoirs à toit fixe:

Ils ont un toit fixe, qui permet d'avoir une meilleure conservation des liquides dangereux et polluants.

✓ Les réservoirs à toit flottant:

Ils ont un toit flottant, directement posé sur le liquide. On peut l'installer soit dans une cuve ouverte, soit dans un réservoir à toit fixe. [4]

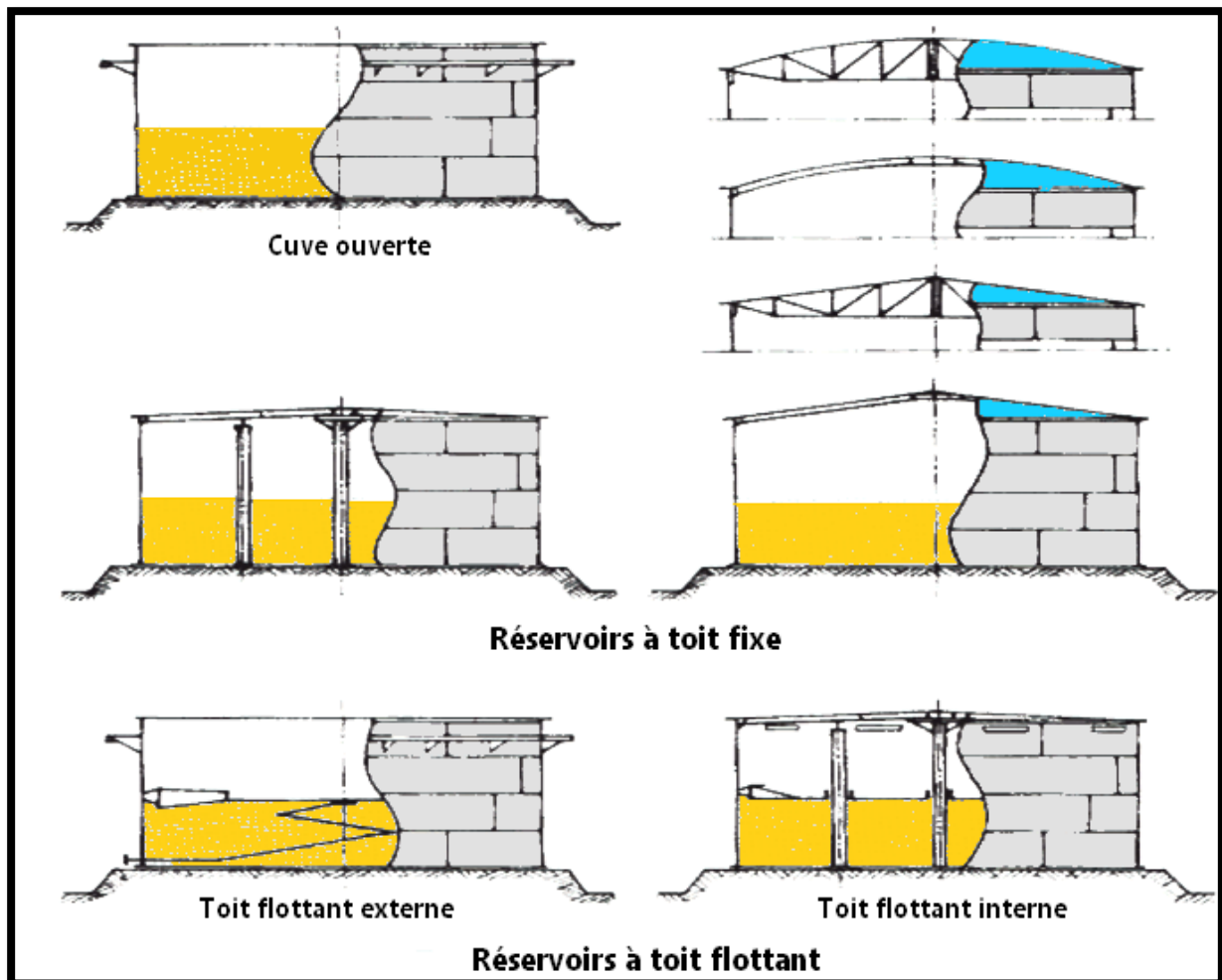


Figure II.10 – type de réservoirs. [4]

II.3.1 Cuves ouvertes :

Ce type de réservoir est principalement destiné au **stockage d'eau incendie ou d'eau industrielle**. Il ne convient pas pour le stockage d'eau potable, de produits pétroliers volatils ou de produits émettant des vapeurs polluantes. Son utilisation est assez limitée, car les évaporations sur ce type de stockage sont très importantes. Il faut tenir compte de la pollution importante du produit stocké (par l'atmosphère, les insectes et les oiseaux), en particulier pour les stockages de longue durée comme, par exemple, les réserves d'eau incendie.

Les principaux constituants de ces cuves ouvertes sont le fond, la robe, et la poutre raidisseur au sommet de la robe. [4]

II.3.1.1 Le fond :

Le fond de bac est construit en plaque de tôle se recouvrant aux extrémités où elles sont soudées entre elles, reposent souvent sur une galette de gravier ou de sable revêtue d'un enrobé bitumineux permettant une étanchéité et une adaptation au contact de l'assemblage des tôles de fond doit être conçu pour permettre une vidange complète, ainsi que les purges d'eau et de dépôts. [3]

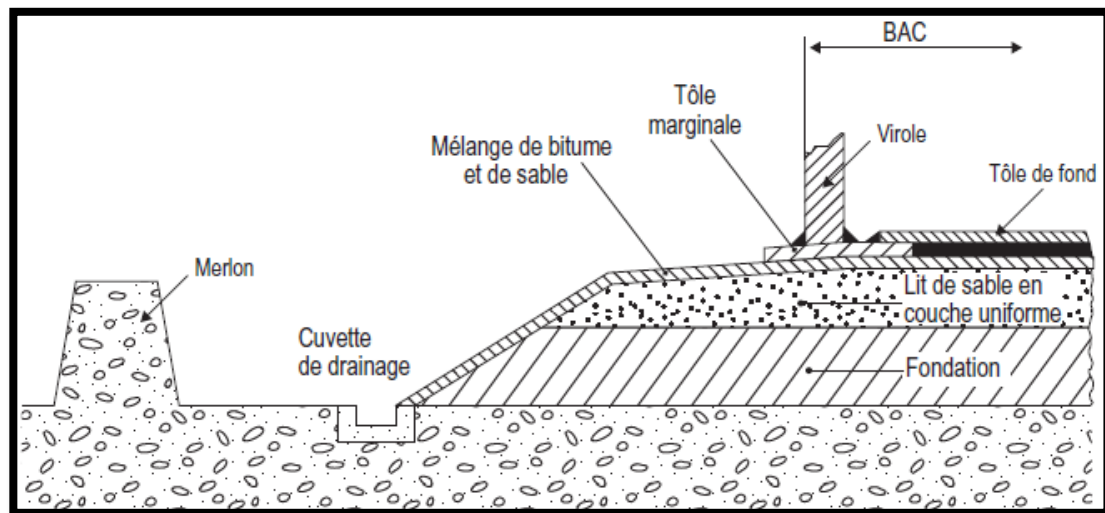


Figure II.11 – Exemple de fondation de bac [3].

II.3.1.2 La robe :

La robe de bac est constituée par un empilage vertical de bandes de tôle soudées bout à bout, de largeur 1,8 à 2,4 m et de longueur pouvant atteindre 10 m. Le schéma ci-dessous montre que l'épaisseur de la robe varie de la basse au sommet. [3]

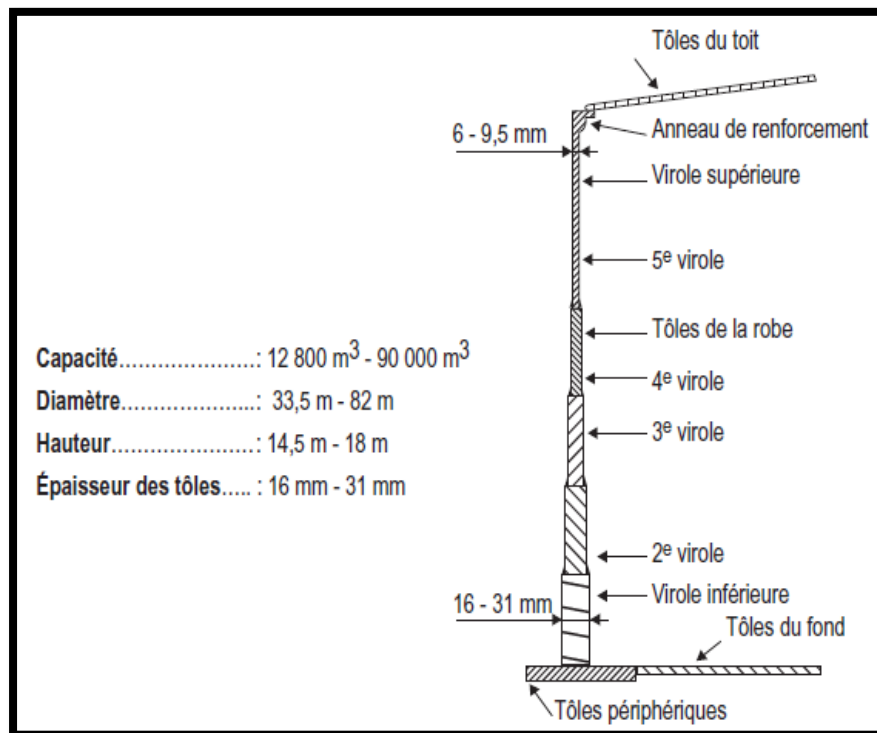


Figure II.12 – Epaisseurs de viroles des bacs de stockage [3].

II.3.1.3 Le Ceinture :

Les ceintures de renforcement sont nécessaires sur tous les bacs pour qu'ils conservent leur forme cylindrique, pour les bacs à toit fixe et toit flottant les plaques de toit sont fixées sur la ceinture de renforcement est destinée à empêcher la déformation des parois [3].

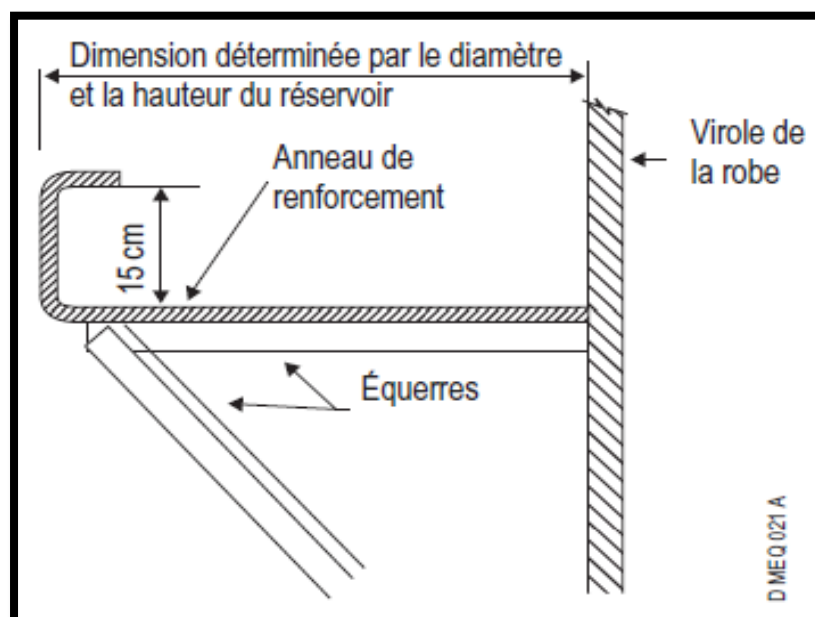


Figure II.13 – Ceinture de renforcement [3].

II.3.2 Bac à toit fixe :

Le **stockage des produits peu volatils et à faible tension de vapeur** est réalisé dans des réservoirs dont la partie supérieure est obturée par un toit fixe. Il est ainsi possible d'assurer plus facilement leur conservation et d'empêcher leur contamination par les agents extérieurs.

D'une manière générale, il s'agit de produits dont la tension de vapeur absolue à température ambiante est inférieure à 0,1 bar ou dont le point d'éclair est supérieur à 55 °C.

Le **fond** et la **robe** de ces réservoirs sont du même type que sur les cuves ouvertes. Cependant, la présence du toit fixe assure une rigidité suffisante au sommet de la robe qui permet d'éviter l'installation d'une poutre raidisseur.

Les toits sont de forme conique ou sphérique. Ils sont étudiés pour supporter une surcharge externe d'au moins 120 N/m² correspondant aux effets combinés d'une charge temporaire (neige et dépression interne). La tôlerie de ces toits est réalisée à partir de tôles rectangulaires de 5 mm d'épaisseur, soudées entre elles par recouvrement sur leur face supérieure. La tôlerie est indépendante de la charpente et il n'y a pas de liaison par soudure entre ces deux éléments du toit.

On range les toits fixes en deux catégories : les **toits supportés** et les **toits autoportants** avec ou sans charpente. [4]

II.3.2.1 Réservoir à toit fixe supporté :

Les toits fixes supportés ont un profil conique assez plat avec une pente recommandée de 1/16 ou 1/12, notamment lorsque le toit est calorifugé.

Ces toits sont constitués d'une charpente supportée par un ou plusieurs poteaux, en tubes ou en profilés, qui s'appuient sur le fond de l'ouvrage. Les tôles du toit reposent sur des chevrons rayonnants qui prennent appui au centre du réservoir sur le poteau central, en périphérie sur la robe, et pour les réservoirs de diamètre supérieur à 25 m, sur des poteaux intermédiaires. Ces derniers sont disposés sur des cercles concentriques et sont reliés en tête par des pannes droites sur lesquelles viennent se poser les chevrons.

L'espacement entre ces chevrons n'excède pas, selon les codes, 1,7 m, sauf sur la robe où il peut être porté à 2 m. Les charpentes à poteaux sont reconnues comme des structures économiques car leur conception permet un montage simple sur le site. Ce type de charpente peut être employé sur les plus grands réservoirs. Il n'est pas limité en diamètre car il est toujours possible, pour l'agrandir, d'ajouter une rangée supplémentaire de poteaux, de pannes et de chevrons.

Les réservoirs avec toit sur charpente à poteaux sont étudiés pour une **surpression** et une **dépression internes** n'excédant pas respectivement + 5 et – 2,5 mbar. [4]

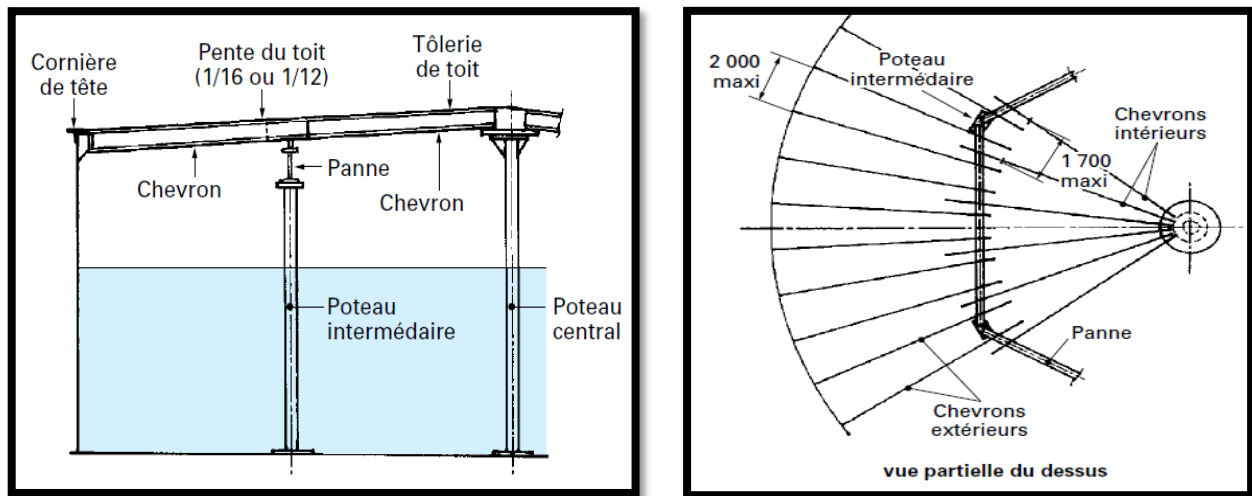


Figure II.14 – Schéma représentant le toit fixe supporté. [4]

II.3.2.2 Réservoir à toit fixe autoportant :

Les toits fixes autoportants sont soit coniques avec une pente de $1/5$ ou $1/6$, soit sphériques avec rayon de courbure compris entre 0,8 et 1,5 fois le diamètre du réservoir. La charpente de ces toits est constituée d'éléments porteurs rayonnants, réalisés par des simples chevrons ou par des fermes métalliques. Ces éléments sont fixés en leur centre sur un anneau formant clef de voûte et prennent appui en périphérie sur le sommet de la robe, sans l'intermédiaire de poteau. L'écartement des chevrons ou des fermes le long de la robe est compris entre 2 et 2,5 m.

On limite, en général, l'utilisation des charpentes à chevrons à des réservoirs de 25 m de diamètre pour les toits coniques et de 60 m pour les toits sphériques, tandis que les charpentes à fermes sont employées jusqu'à 60 m de diamètre quel que soit le profil du toit. Les charpentes à chevrons sont de conception plus simple et plus économique.

La surpression et la dépression internes d'étude retenues pour les réservoirs à toits autoportants sont en général supérieures à celles des toits supportés en raison du profil plus profond de ces toits. Leurs valeurs sont souvent respectivement fixées à + 25 et – 5 mbar. [4]

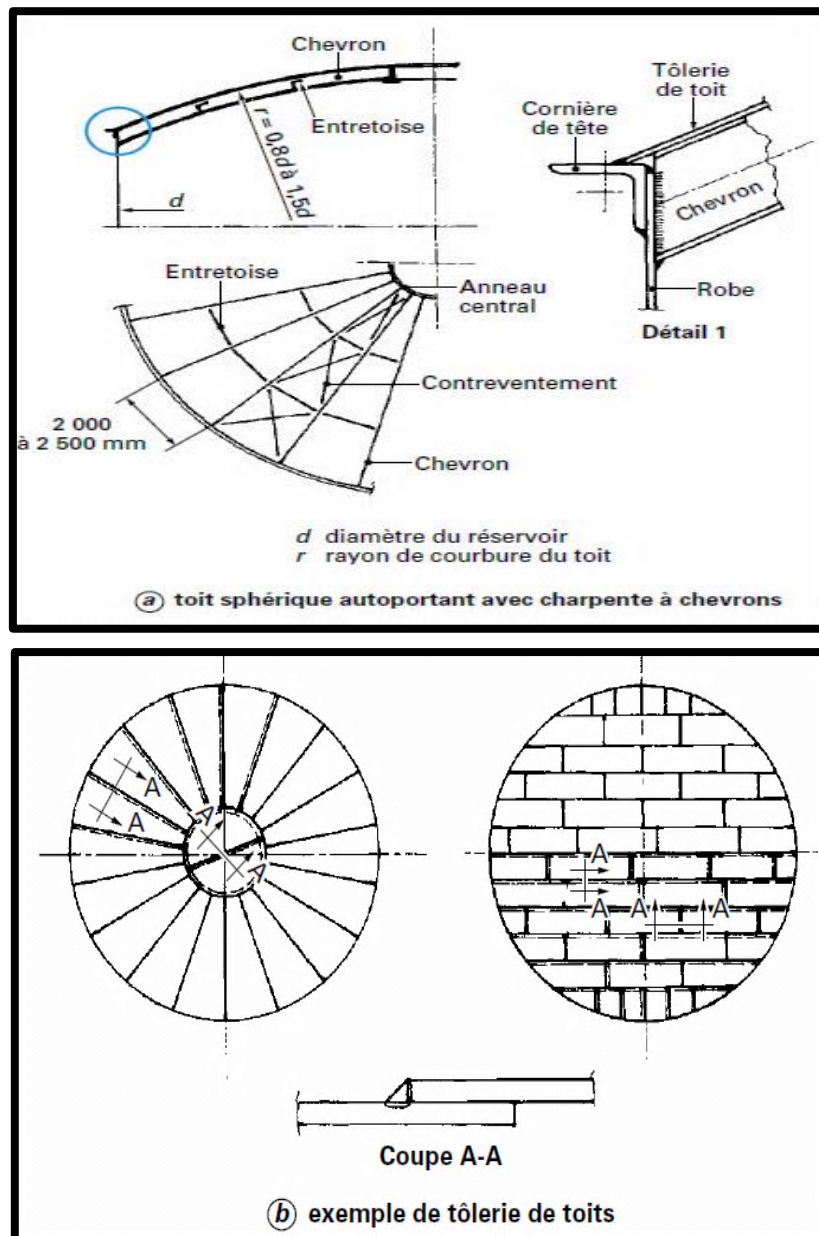


Figure II.15 – Schéma représentant le toit fixe autoportant. [4]

II.3.3 Bac à toit flottant :

Le toit flottant permet d'éviter la présence d'un ciel gazeux qui est une source de pertes de produits pour les réservoirs à toit fixe. Le toit flottant est posé directement sur la surface du liquide.

Le surcoût entraîné par la construction du toit flottant est compensé par les gains réalisés de par la préservation du stock. De plus, il limite la pollution atmosphérique, comme l'exige la réglementation.

Les réservoirs à toit flottant sont principalement utilisés pour le stockage de liquides volatiles, dont la tension de vapeur absolue à température ambiante est comprise entre 0.1 et 0.75 Pa où dont le point éclair est inférieur à 55°C. Tel est le cas des pétroles bruts, des naphthas, des diverses essences et carburants.

Le toit flottant est un disque mobile qui flotte sur le liquide en suivant les mouvements de descente et de montée du produit. Pour permettre ces déplacements, un espace annulaire libre existe entre le toit et la robe du réservoir. Cet espace est obturé par un système d'étanchéité déformante qui permet au toit de coulisser sans contrainte à l'intérieur de la robe.

Ces toits sont exposés aux intempéries et doivent donc être conçus pour résister aux effets du vent, de la pluie et de la neige. Ils sont calculés sur un liquide de 70 kg/m³ de masse Volumique, en supportant une charge d'eaux pluviales correspondant à une chute de 250 mm pendant 24 h, en supposant que le système de drainage est inopérant. Lorsque le toit est au repos sur le fond du réservoir, il doit pouvoir soutenir une surcharge de 120 N/m² sans accumulation d'eau.

Il y a deux types de toi flottant : à simple pont ou à double pont. [8]

II.3.3.1 Bac à toit flottant externe :

Le réservoir n'a pas d'autres spécifications plus qu'une simple cuve.

Le toit flottant est du type **à contact**, c'est-à-dire que sa face inférieure est entièrement mouillée par le liquide sur lequel ils flottent. Aucun espace vapeur n'existe, ce qui permet d'éliminer les problèmes de corrosion interne, de limiter les risques d'incendie et de pratiquement supprimer les pertes par évaporation. Les deux types principaux de toit flottant à contact actuellement utilisés dans l'industrie, sont **simple pont** et **double pont**.

Le toit est conçu pour résister en flottation sur un liquide de masse volumétrique au moins égale à 700 kg/m³ en supportant une charge d'eaux pluviales correspondant à une chute de 250 mm sur une période de 24 h et en supposant que le système de drainage principal est inopérant.

Lorsque le toit est au repos sur le fond du réservoir en appui sur ses pieds supports, il doit pouvoir soutenir une surcharge de 120 N/m² sans accumulation d'eau. [4]

II.3.3.1.1 Toits flottants simple pont :

Ils sont constitués par une membrane circulaire centrale, appelée pont, qui repose directement sur le liquide stocké et qui est bordée sur sa périphérie par un caisson annulaire. Ce caisson est lui-même annulaire et divisé, par des cloisons radiales, en compartiments

étanches au liquide. Le but de ces compartiments est d'assurer la flottabilité de la structure, en service normal, en cas d'accumulation d'eau ou de pluie sur le pont ou lors d'une éventuelle crevaision du pont.

La surface du caisson représente environ 20 à 25% de la surface, sauf sur les petits réservoirs où elle peut atteindre 35%. La partie inférieure du caisson peut être horizontale mais elle est le plus souvent réalisée avec une pente. Cette pente est alors orientée vers le haut, pour diriger et piéger sous le pont central les vapeurs émises par le produit, lorsque la température extérieure augmente.

La flexibilité du pont central permet ainsi à ces vapeurs de former un dôme gazeux qui agit ensuite comme un isolant au-dessus du liquide. La partie supérieure du caisson a une pente inverse qui draine les eaux de pluie vers le pont central, à partir duquel elles sont ensuite évacuées à l'extérieur du réservoir. Le drainage se fait par le centre du pont au moyen d'une canalisation flexible ou articulée, placée sous le toit flottant, et qui chemine dans le produit jusqu'à une canalisation située au bas de la robe.

Le pont central est réalisé à l'aide de tôles rectangulaires, avec une épaisseur minimale de 5 mm, assemblées par recouvrement et soudées sur leur face supérieure.

Le toit flottant comporte une série de supports tubulaires (béquilles) disposés régulièrement sur le caisson annulaire et sur le pont central. Ils servent à poser le toit flottant sur le fond du réservoir.

Les toits flottants à simple pont sont utilisés pour les réservoirs de 15 à 100m de diamètre.

Ils sont plus légers et plus économiques que les toits flottants doubles pont

Cependant, ils sont plus sensibles aux effets du vent.

Deux variantes ont été développées :

- ✓ Toit flottant simple pont avec caisson central: un caisson de flottabilité cylindrique est installé au centre du pont central,
- ✓ Toit flottant simple pont avec bouées multiples: c'est un ensemble de petits caissons fermés, cylindriques ou cubiques disposés au-dessus du pont et sur toute sa surface selon une maille régulière.

L'objectif de ces variantes est de réaliser une structure plus économique, obtenue par une réduction de la largeur du caisson.

L'inconvénient principal provient du drainage des eaux qui est plus difficile. Il peut apparaître des problèmes de corrosion sur le pont. [8]

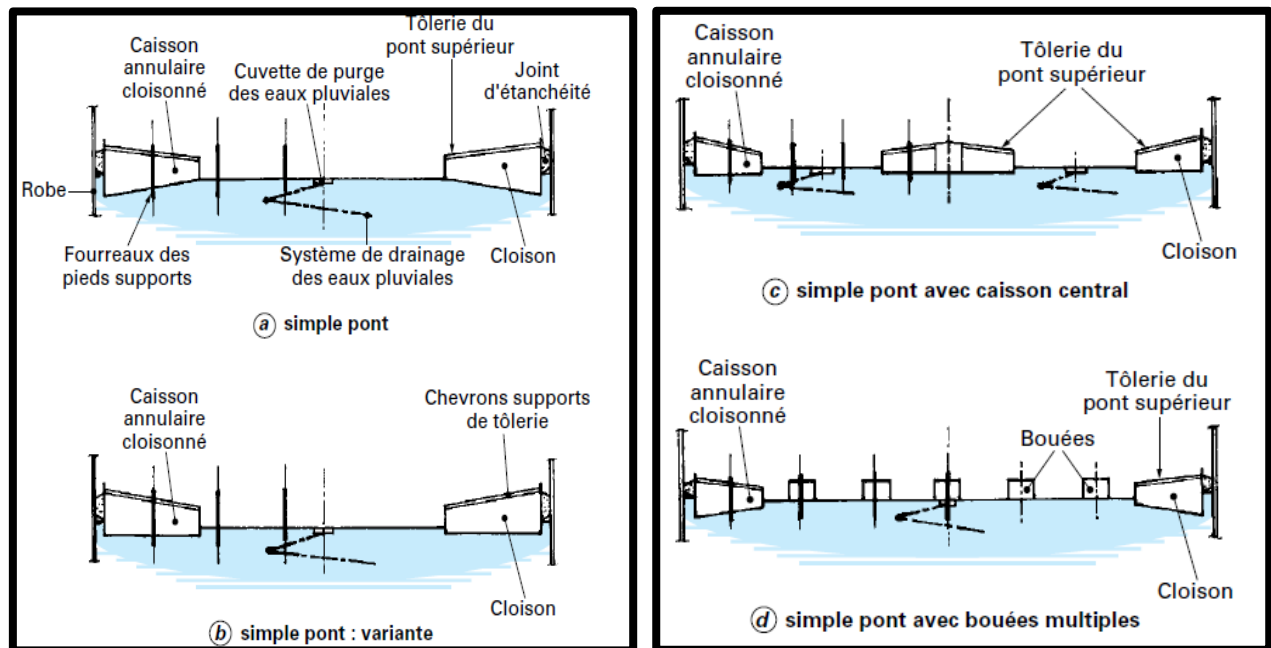


Figure II.16 – Schéma représentent les toits flottants simples pont. [4]

II.3.3.1.2 Toits flottants double pont :

Ils sont constitués de deux voiles circulaires en tôle, le pont inférieur étant en contact avec le liquide et le pont supérieur. Ces ponts sont séparés par une série de couronnes concentriques verticales formant des caissons de flottaison étanche au liquide. Le caisson annulaire extérieur est de plus divisé en compartiments par des cloisons radiales, qui sont également étanches au liquide.

Le pont inférieur est le plus souvent plat, mais il peut être construit avec une légère forme conique dirigée vers le haut. Quelle que soit sa configuration, le toit à double pont possède une capacité de déformation suffisante pour piéger les évaporations au centre du toit.

Les effets de la température extérieure sont aussi bien moindres sur ce toit, car le matelas d'air entre les deux ponts constitue une bonne isolation thermique.

Le pont supérieur est posé sur des chevrons en profilés, installés radialement entre les couronnes concentriques qui séparent les deux ponts. Il comporte une pente qui favorise le drainage des eaux vers le centre du toit. Pour les toits de diamètre supérieur à 60 m, le pont supérieur est souvent réalisé avec un profil conique à deux pentes opposées, de façon à limiter la hauteur de la couronne extérieure sur laquelle est fixé le joint d'étanchéité. Dans ce

cas, le point bas de collecte des eaux se situe sur un cercle intermédiaire où l'on installe trois systèmes de drainage, identiques à ceux qui sont installés sur les toits à simple pont.

Les toits flottants à double pont sont habituellement équipés de drains de secours qui permettent, en agissant comme des trop-pleins (évacuation d'eau dans le produit), de limiter la charge sur le toit. L'utilisation de ces trop-pleins, réalisés par de simples tubes ouverts traversant les deux ponts, n'est pas envisageable sur les toits flottants à simple pont à cause de la trop grande déformation du pont central sous la charge, qui ne permet pas l'installation de ces accessoires.

L'équipement des toits à double pont comprend aussi un ensemble de pieds supports tubulaires.

Les toits flottants à double pont sont employés pour les réservoirs dont le diamètre est compris entre 15 et 125 m.

La surface lisse du pont supérieur permet un entretien plus facile, une meilleure résistance à la corrosion et une prise au vent plus faible. La couche d'air emprisonnée entre les Deux ponts est un bon isolant. L'augmentation de la température de surface du liquide stocké, au contact du toit flottant exposé au soleil, est inférieure d'environ 10°C. Sur le double pont par rapport au simple pont. De plus, sous des climats très froids, cet espace permet l'installation d'une isolation thermique.

Enfin, la possibilité d'évacuer le trop-plein d'eau peut constituer une solution avantageuse pour les régions connaissant des pluies torrentielles.

Son coût est **plus élevé** que le simple.

Le toit à double pont est constitué par 2 couches de tôle d'acier, séparées par un espace vide d'environ 40 cm compartimenté en caissons indépendants renforçant la structure du toit. [8]

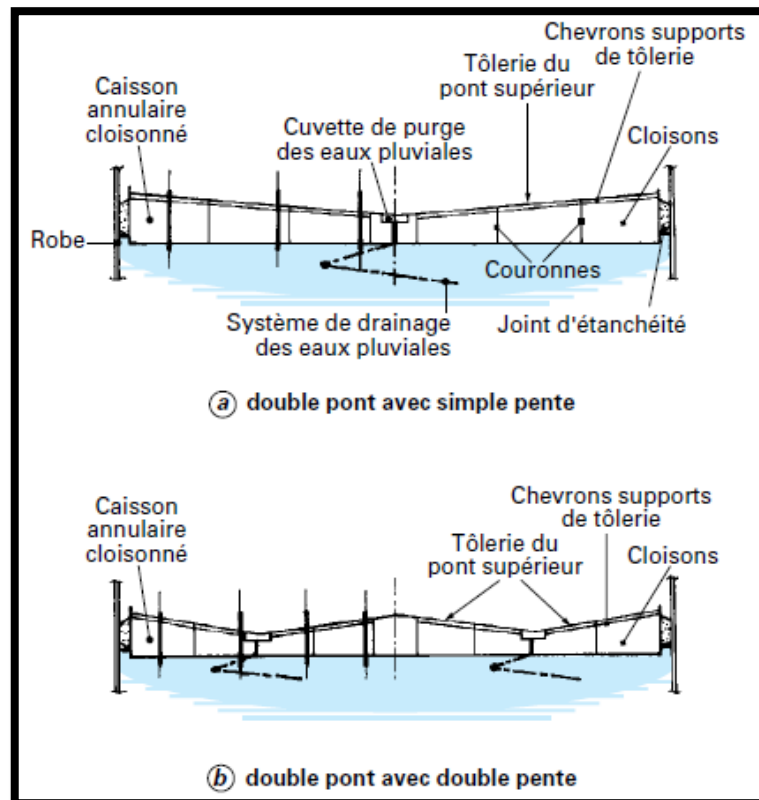


Figure II.17 – Schéma représentent les toits flottants doubles pont. [4]

II.3.3.2 Réservoirs à toit flottant interne :

Les réservoirs à toit flottant interne sont des réservoirs à toit fixe, dans lesquels est installé un toit flottant simplifié, également désigné sous l'appellation d'**écran flottant**.

Le toit fixe peut être soit du type supporté, avec des poteaux verticaux à l'intérieur du réservoir, soit du type autoportant sans poteau. Lorsque la structure comporte des poteaux, il est recommandé que ces poteaux soient de section tubulaire pour faciliter les déplacements du toit et la réalisation de l'étanchéité des puits.

Des événements sont installés à intervalles réguliers au sommet de la robe ou en périphérie du toit, pour permettre une circulation d'air dans l'espace compris entre l'écran flottant et le toit. Ils empêchent la formation éventuelle d'un mélange air-vapeur inflammable ou dangereux au-dessus du toit flottant. Cependant, **sur les stockages de produits toxiques** où l'on désire éviter, les émissions vers l'atmosphère, **ces événements sont supprimés** et la respiration de cet espace s'effectue en circuit fermé, le plus souvent sous gaz neutre.

Les toits flottants internes les plus employés appartiennent à l'un des deux **types** généraux suivants :

- ✓ Toit flottant de conception soudée.
- ✓ Toit flottant interne boulonné. [4]

II.3.3.2.1 Toits flottants internes soudés :

Ils sont réalisés à partir de tôles d'acier de 4 à 5 mm d'épaisseur soudées entre elles, pour former un pont continu et étanche en contact direct avec le liquide stocké.

Ce type de toit est largement employé jusqu'à 50 m de diamètre. Au-delà et jusqu'à 100 m de diamètre, sa flottabilité est augmentée par l'adjonction de compartiments annulaires placés au-dessus du pont (**Figure II.20**) [4]

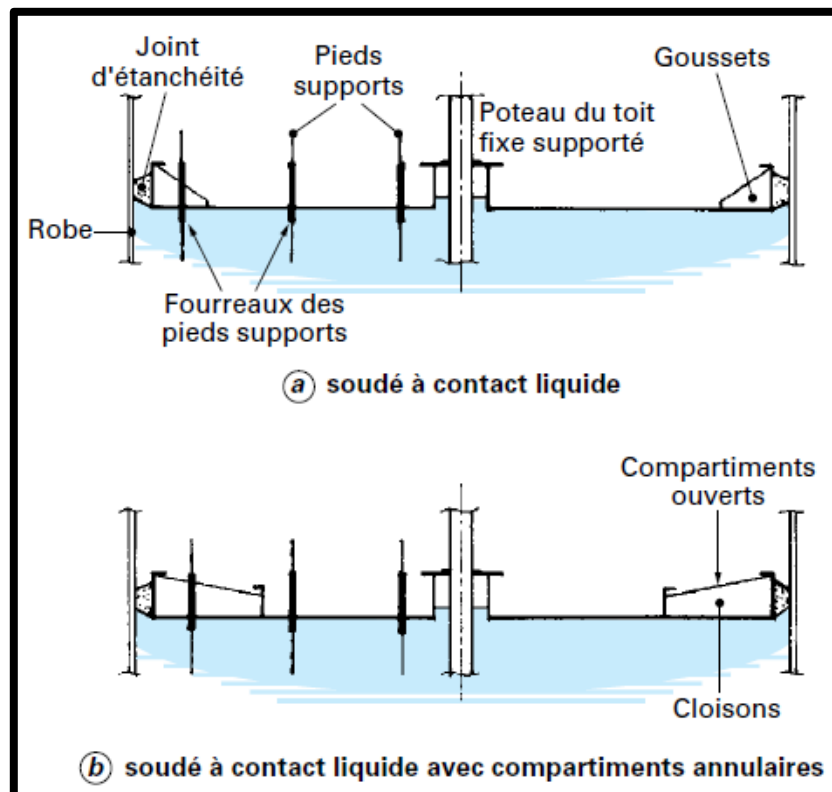


Figure II.18 – Schéma représentent les toits flottants internes soudés. [4]

II.3.3.2.2 Toits flottants internes boulonnés :

Ils peuvent être à contact liquide ou comporter une phase vapeur.

Les **toits boulonnés à contact liquide** sont constitués de panneaux rigides préfabriqués de 25 à 40 mm d'épaisseur comportant un revêtement de surface (**Figure III.21a**). Ils sont mécaniquement reliés entre eux par boulonnage pour former un pont continu étanche, posé directement sur le liquide.

Il n'est pas aussi étanche aux vapeurs que les toits soudés. Il peut atteindre 80 m de diamètre.

Les **toits boulonnés avec phase vapeur** sont constitués d'une membrane métallique très mince (0,5 mm), réalisée par une série de bandes étroites et parallèles de feuillard réunies entre elles par boulonnage sur des longerons qui reposent sur des flotteurs tubulaires de 200 à

250 mm de diamètre (**Figure III.21b**). Un espace de vapeur de 150 à 200 mm de hauteur existe entre le liquide stocké et cette membrane. Une jupe verticale ceinture cette structure flottante en plongeant dans le liquide pour contenir les vapeurs. Elle assure également le support du joint d'étanchéité annulaire.

Malgré la couche gazeuse qui est défavorable sous la membrane, mais il y a certains avantages que présente ce genre de toit :

- ✓ Il possède une importante réserve de flottabilité qui donne une grande sécurité de service.
- ✓ L'ouverture d'un simple trou d'homme est suffisante pour l'installer dans un réservoir à toit fixe. [4]

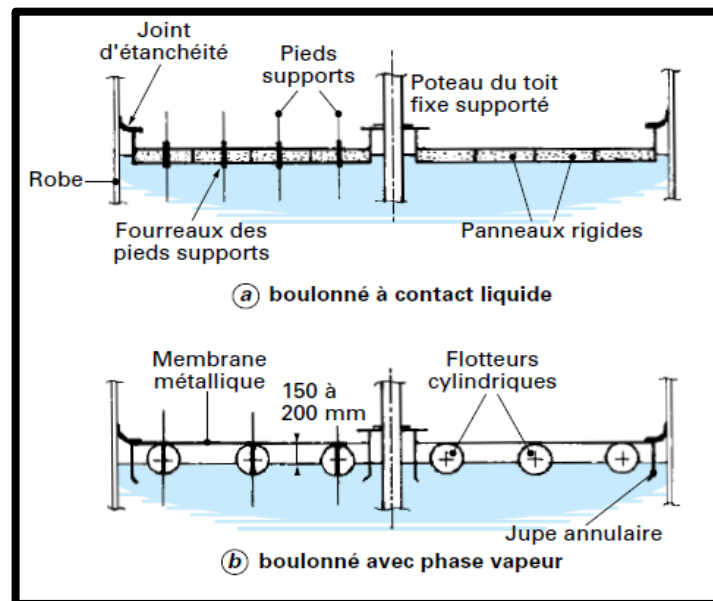


Figure II.19 – Schéma représentent les toits flottants internes boulonnés. [4]

II.3.3.3 Accessoires :

II.3.3.3.1 Les Soupapes de respiration :

Les choix d'une soupape s'effectuent en fonction du débit de passage admissible et de la pression ou de la dépression que peut le bac. Le tableau ci-après donne quelques caractéristiques de pression et de dépression admissibles suivant le type de bac.

Tableau II.1 : caractéristiques de pression et de dépression. [8]

Groupe	Appellation	Résistance (en mbar) à :		Type de produits stocké
		la pression	la dépression	
G1 (conique)	Très basse pression toits coniques	5	- 2,5	non volatils (gazole)
G2 (bombé)	Basse pression	25	- 5	volatils (essence)
G3 (bombé)	Moyenne pression	50 à 200	- 5	volatils (produits chimiques)

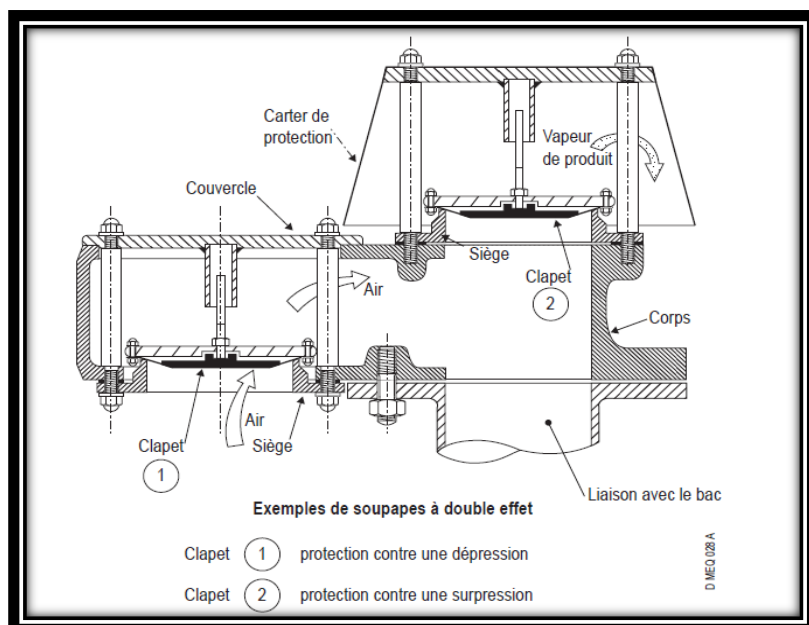


Figure II.20 – Soupapes à double effet.

II.3.3.2 Joints d'étanchéités :

Le composant le plus important d'un toit flottant est le joint d'étanchéité installé sur son périmètre contre la robe du réservoir. Ce joint doit à la fois fermer le plus efficacement possible l'espace annulaire compris entre la robe et le toit flottant pour empêcher les évaporations, mais également permettre au toit de coulisser librement dans la cuve pour suivre les fluctuations du liquide.

Le système d'étanchéité d'un toit flottant est le plus souvent constitué d'un joint unique appelé **joint primaire**. Cette étanchéité principale peut être complétée, pour réduire encore les pertes de produit, par un autre joint de conception plus simple, placé au-dessus, et appelé **joint secondaire**. L'installation d'un joint secondaire tend à se généraliser en raison de la sévérité des réglementations actuelles sur la limitation de la pollution atmosphérique.

Trois types principaux de joints sont employés :

- ✓ Joint métallique avec patins en tôle.
- ✓ Joint élastique en mousse ou avec liquide.
- ✓ Joint flexible à lèvre ou métallique. [4]

II.3.3.4. Joint métallique :

Il est constitué de patins flexibles en tôle d'acier galvanisé ou inoxydable de faible épaisseur, ils forment une ceinture qui est maintenu en contact avec la robe par un système de pantographes et de contrepoids (**Figure III.23a**) ou à l'aide de ressorts (**Figure III.23b**).

L'étanchéité est assurée par une bande de caoutchouc synthétique (membrane d'étanchéité) placée en principe au-dessus de l'espace vapeur.

Ce joint est essentiellement utilisé sur les toits flottants externes. Il est très employé en raison de son exceptionnelle robustesse et de sa bonne étanchéité. Son emploi doit cependant être limité aux cuves dont la paroi interne n'est pas protégée par un revêtement de peinture.

[4]

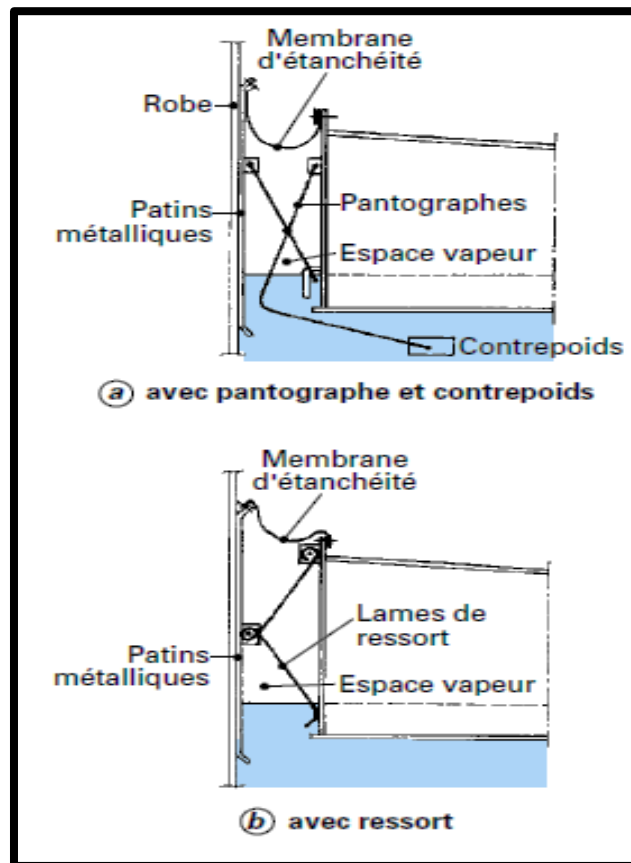


Figure II.21 – Schéma représente les joints métalliques. [4]

II.3.3.4.1 Joints élastiques :

Ils comprennent deux versions : le joint mousse et le joint liquide.

Ces deux joints comportent une enveloppe en tissu caoutchouté, fixée au toit flottant et remplie d'un matériau qui, par élasticité ou expansion, assure le contact entre la robe et le toit.

Il s'agit soit d'élément en mousse de polyuréthane élastique comprimée (**Figure III.24a**), soit d'un liquide (**Figure III.24b**) qui, selon le régime des températures ambiantes, peut être un hydrocarbure (kérosène, fuel, huile, etc.) ou de l'eau.

En raison de leur poids important, les **joints liquides** ne sont montés que sur les toits externes.

En revanche, les **joints mousses** peuvent équiper tous les types de toits flottants. [4]

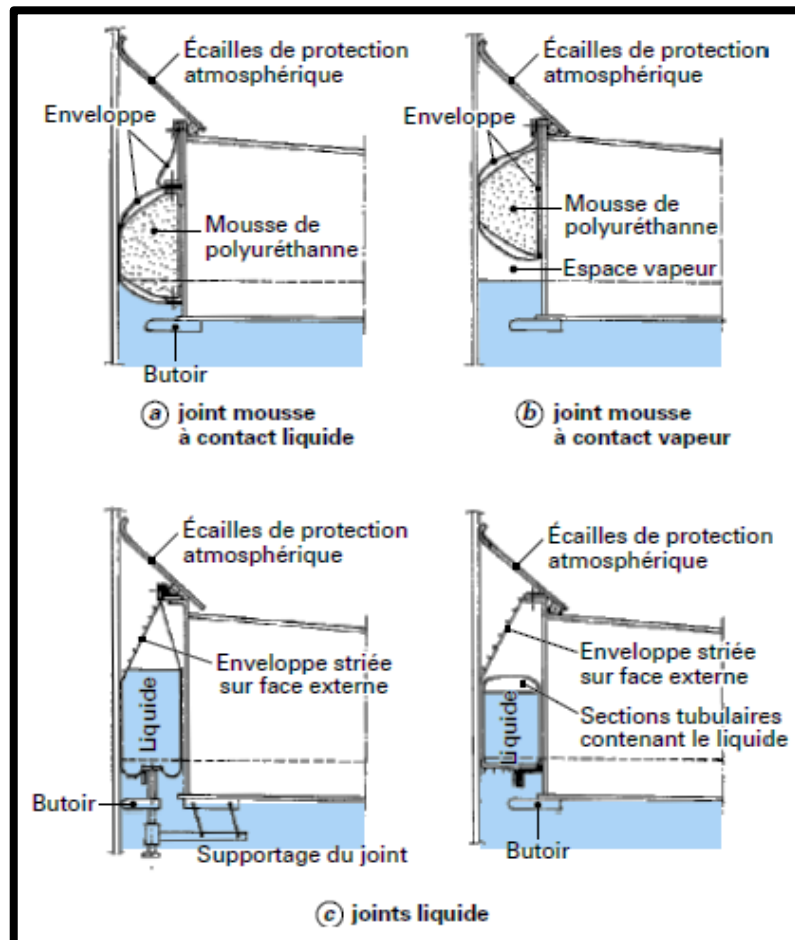


Figure II.22 – Schéma représente les joints élastiques. [4]

II.3.3.4.2 Joints flexibles :

Ils existent en deux modèles : à lèvre ou métallique.

Le **joint flexible à lèvre** est réalisé par une simple bavette en caoutchouc synthétique comportant ou non une armature métallique interne (**Figure II.25a**). Ce joint est placé au-dessus de l'espace annulaire. Il est maintenu plaqué contre la robe par flexion.

Le **joint flexible métallique** est constitué par un ensemble d'écaillés, en tôles minces pliées, en acier galvanisé ou inoxydable, fixées sur le toit flottant (**Figure II.25b**). [4]

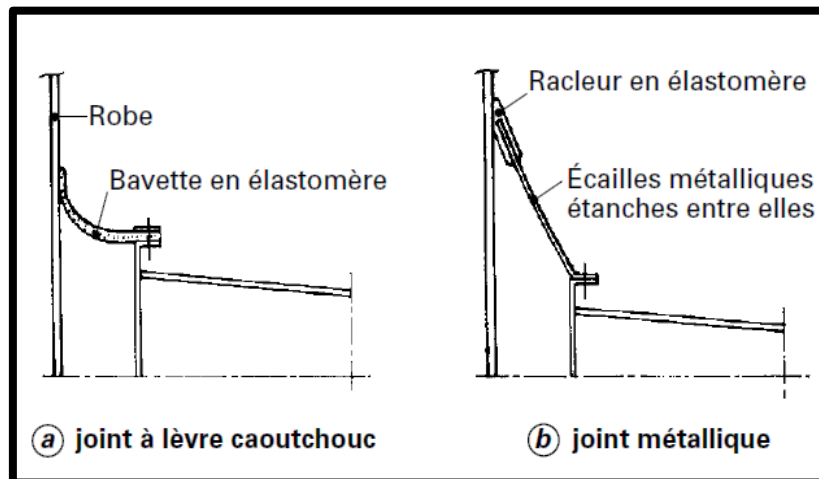


Figure II.23 – Schéma représente les joints flexibles. [4]

Les joints flexibles n'ont pas une raideur suffisante pour maintenir le toit centré dans la cuve et ils ne sont, en principe, retenus sur les toits flottants externes que pour constituer une barrière secondaire (**Figure II.26a**). Cependant, sur des structures légères et abritées telles que les toits flottants internes, les joints souples à lèvres peuvent être utilisés comme joint primaire (**Figure II.26b**). [4]

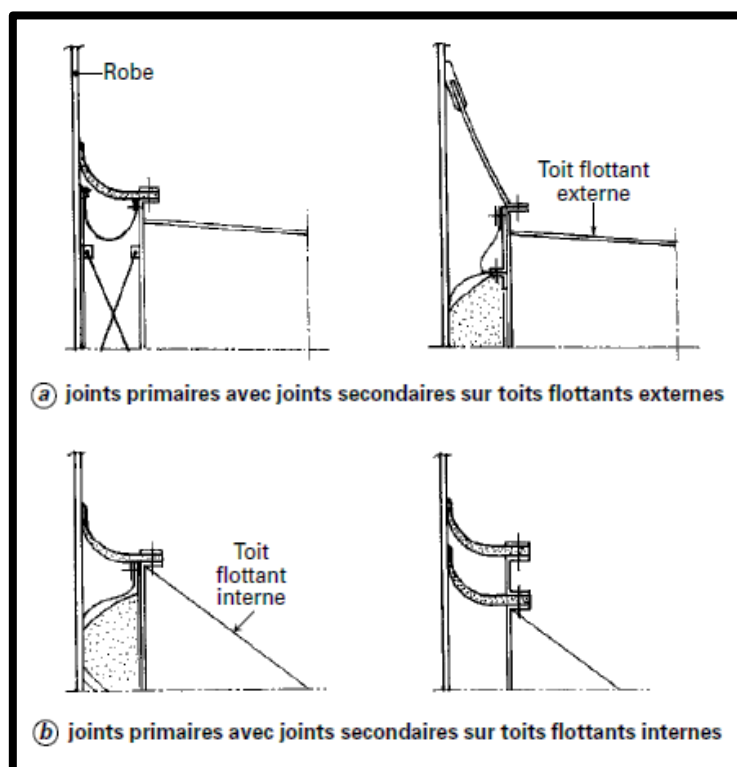


Figure II.24 – Schéma représente les joints secondaires. [4]

Chapitre III :
Estimation et Simulation des
quantités des gaz torchés

III.1 Présentation de l'étude :

Notre travail a été réalisé dans estimation et valorisation des pertes par vaporisation des hydrocarbures au niveau des bacs de stockage RS et RD au niveau du centre sud HMD.

Pour connaître la quantité de ces pertes, il faut d'abord commencer à comprendre les phénomènes qui les provoquant.

III.2 Estimation des pertes par évaporation au niveau des RD :

Malgré la protection que constitue le toit, les réservoirs à toit fixe ne sont pas les capacités les mieux adaptées pour la conservation des produits stockés. C'est d'ailleurs pour cette raison que ce type de réservoir n'est plus accepté par les autorités responsables de la protection de l'environnement pour le stockage des liquides volatils à tension de vapeur non négligeable. Les réservoirs à toit fixe sont, en effet, à l'origine de pertes importantes de produits provenant de deux phénomènes distincts que sont la respiration de la capacité et les mouvements de produits. [4]

➤ Pertes par respiration:

Le soir et durant la nuit quand la température baisse, les vapeurs se condensent et de l'air extérieur doit être admis dans le réservoir, par les événements de toit, pour éviter que la structure ne soit soumise aux effets d'une dépression interne.

Tout au contraire, au cours de la journée, lorsque le soleil chauffe le réservoir, le liquide s'évapore et la pression dans le réservoir s'élève. L'expansion du vapeur provoquée par bacs cet échauffement et le mélange air-vapeur doit être évacuée dans l'atmosphère à travers des événements de toit.

➤ Pertes par mouvements:

Lorsque l'on soutire du liquide, l'air est également aspiré dans l'espace vapeur, et un nouvel équilibre du mélange air-vapeur se crée en provoquant une évaporation du liquide qui conduit à une réduction du volume stocké. Par ailleurs, quand on remplit le réservoir, le mélange riche air-vapeur est expulsé à l'extérieur par les événements et perdu dans l'atmosphère.

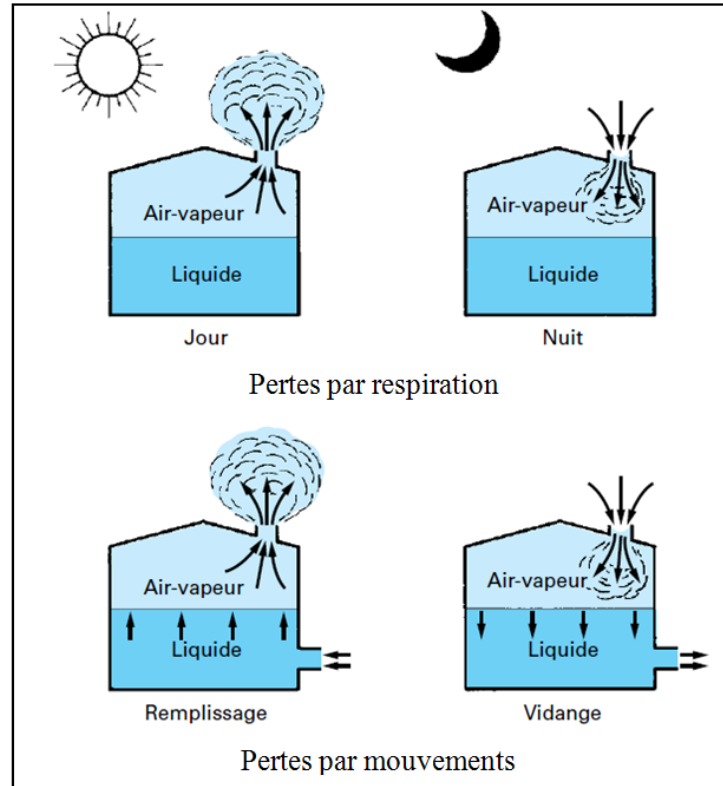


Figure III.25 – pertes au niveau des bacs à toit fixe.

III.3 Théories sur les pertes dans les RD :

On peut distinguer deux différents types de pertes par évaporation selon la situation de bac :

1. **Dans l'état statique :** Le niveau du liquide est stable.
2. **Dans l'état dynamique :** Pendant le remplissage et le vidange du bac.

Selon la méthode de la norme **API** du "**Manual of Petroleum Measurement Standards**", **chapter 19 : "Evaporation loss Measurement"**, **Section 1 : "Evaporation loss from fixed roof Tanks"**, [10] qui a des équations contenant des facteurs représentant ces deux types de pertes, on va les décomposer comme suit :

➤ **L'état statique : (Respiration)**

$$LS = 365 V_V W_V K_E K_S$$

365 : Nombre de jours par une année.

V_V : Volume d'espace libre au-dessus du liquide.

W_V : Masse volumique de la vapeur d'espace libre.

K_E : Coefficient d'expansion de la phase vapeur.

K_S : Facteur de saturation de la phase vapeur.

➤ **L'état dynamique: (Mouvements)**

$$L_W = W_V V_Q K_B K_N K_C$$

W_V : Masse volumique de la vapeur du volume libre.

V_Q : Volume de produit transféré annuellement au bac.

K_B : Coefficient de correction de la soupape.

K_N : Facteur de rotation pendant une année.

K_C : Facteur lié au produit stocké.

➤ **Notre cas d'étude:**

Le niveau de liquide n'est pas stable (figure), donc les bacs sont toujours en mouvements, mais la variation de la température et la pression atmosphériques est toujours présente, ce qui nous empêche d'éliminer les pertes par respiration.

Donc, dans notre étude, on va appliquer les deux types de pertes, et la somme constitue les pertes totales au niveau d'un bac de stockage : $L_T = L_S + L_W$

Cette méthode de calcul que nous avons adopté représente la norme **API chapitre 19.1** qui n'est applicable qu'aux type du bac suivant :

- Bacs à toit fixe.
- Bacs contenant des liquides non bouillants.
- Bacs qui n'ont pas d'isolation thermique.

III.4 Estimation des pertes par évaporation au niveau des RS :

Les pertes qui subsistent encore sur les toits flottants sont peu importantes et n'ont aucune commune mesure avec celles constatées sur les réservoirs à toit fixe. Les deux types de pertes que l'on observe sont les pertes de positionnement et les pertes de mouillage au soutirage (figure).

➤ **Pertes de positionnement:**

Ces pertes sont inhérentes à l'imperfection de l'étanchéité sur les joints annulaires et les accessoires de service traversant la structure tels que les pieds supports réglables, les

puits de jauge ou de guidage, les poteaux du toit fixe, etc. Ce type de fuite est permanent et intervient même lorsque le toit est en stationnement sans aucun mouvement de produit.

➤ **Pertes de mouillage au soutirage:**

Ces pertes sont le résultat de l'évaporation du film de liquide déposé sur les parois de la cuve et des accessoires à l'occasion de la descente du toit, au cours de la vidange du réservoir.

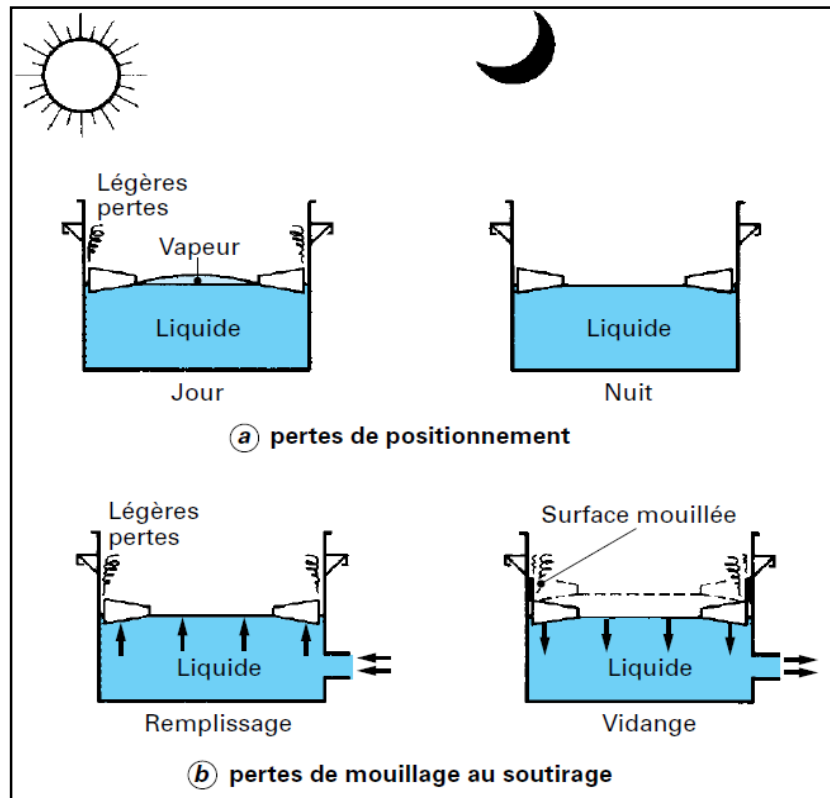


Figure III.26 – pertes au niveau des bacs à toit flottant.

III.5 Théories sur les pertes dans les RS :

On a utilisé la méthode de la norme API du "Manual of Petroleum Measurement Standards", chapter 19 : "Evaporation loss Measurement", Section 2 : "Evaporation loss from floating-roof Tanks" [11], qui est applicable pour :

- Les bacs contenant des liquides non bouillants et de pression de vapeur saturante comprise entre 0,7 et 101,3 Kpa (ou inférieure à la pression atmosphérique sur le site).

- Pour une vitesse moyenne de vent inférieure ou égale à 6,7 mètres par seconde dans le cas des réservoirs à toit flottant externe (la vitesse du vent n'influe pas sur les autres types de réservoirs à toit flottant).
- Diamètre supérieur à 6 mètres.

Les équations générales sont représentées comme suivant :

- **Emissions totales :**

$$L_T = L_P + L_{WD}$$

L_P : Emissions annuelles de positionnement.

L_M : Emissions annuelles de mouillage au soutirage.

- **Emissions annuelles de positionnement L_P :**

$$L_P = L_R + L_F$$

L_R : Facteur de perte au joint périphérique.

L_F : Facteur total de perte aux joints des accessoires.

- **Emissions annuelles de mouillage au soutirage L_{WD} :**

$$L_{WD} = \frac{0,943QC_S W_L}{D}$$

Q : Volume de produit transféré annuellement au niveau dans le réservoir.

C_S : Coefficient de mouillabilité.

III.6 Simulation des quantités des gaz torchés

III.6.1 Introduction :

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires.

Plusieurs simulateurs ont été développés pour résoudre les problèmes complexes dans le cas où le calcul manuel s'avère impossible. Les simulateurs existants tels que

Aspen Plus, ChemCAD, Hysim, Hysys, Pro-II sont les plus vendus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum. Cela dit, le simulateur Hysys est l'un des plus performants logiciels de simulation et par conséquent il est choisi pour simuler notre centrale combinée de production d'électricité et de chaleur.

III.6.2 Définition du logiciel ASPEN HYSYS :

Aspen HYSYS est un outil de modélisation des processus de simulation en régime permanent pour **la conception, l'optimisation, la planification des activités pour les produits chimiques**, les produits chimiques de spécialité, la pétrochimie et les industries et la métallurgie, la gestion d'actifs et de suivi des performances pour la production de pétrole et de gaz, le traitement du gaz, le raffinage du pétrole et de séparation de l'air. Il offre ces services via une grande variété de fonctionnalités et applications internes.

HYSYS est un programme de simulation qui est prouvé industriellement et largement utilisé dans l'industrie du pétrole bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (PDF – Process Flow Diagram). [12]

III.6.1 Les conceptions de base du simulateur ASPEN HYSYS :

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle.

C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements « Event driven » : c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. Non seulement toute nouvelle Information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés,

qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS

- « **Flowsheet** »: c'est un ensemble d'objets « Flowsheet Eléments » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique «Fluide Package ».
- **Fluide Package**: il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leur affecte les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.
- **Process Flow Diagram**: ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.
- **Work book**: il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- **Desktop**: c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- **Property view**: il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant)
- **Simulation Case** (fichier de simulation): c'est l'ensemble des Fluide Package, Flowsheet et Flowsheet Eléments qui constituent le modèle.

- PENG ROBINSON.

Sont souvent utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures et des systèmes presque idéaux. Leurs avantages par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction-binaire. En générale les équations d'état permettent de calculer l'ensemble des propriétés des produits par rapport à la température et aux fractions molaires.

III.6.2. Equation de PENG-ROBINSON : [12]

L'équation de PENG-ROBINSON diffère de l'équation de SOAVE par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de SAOVE, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2+2Vb-b^2}$$

Les paramètres a et b sont calculés à partir des coordonnées du point critique (mesurables Expérimentalement) selon :

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha$$

$$b = \frac{0.077796 R T_c}{P_c}$$

Avec

$$\alpha = [1 + m(1 - T_r^{0.5})]^2$$

La fonction reliant le paramètre O au facteur acentrique est :

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2$$

T_r : est la température réduite. $T_r = \frac{T}{T_c}$

T_c : est la température critique.

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz. L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.

III.7 Structure générale du ASPENHYSYS

La structure générale de fonctionnement du logiciel Aspen HYSYS est schématisée dans la figure VI.28

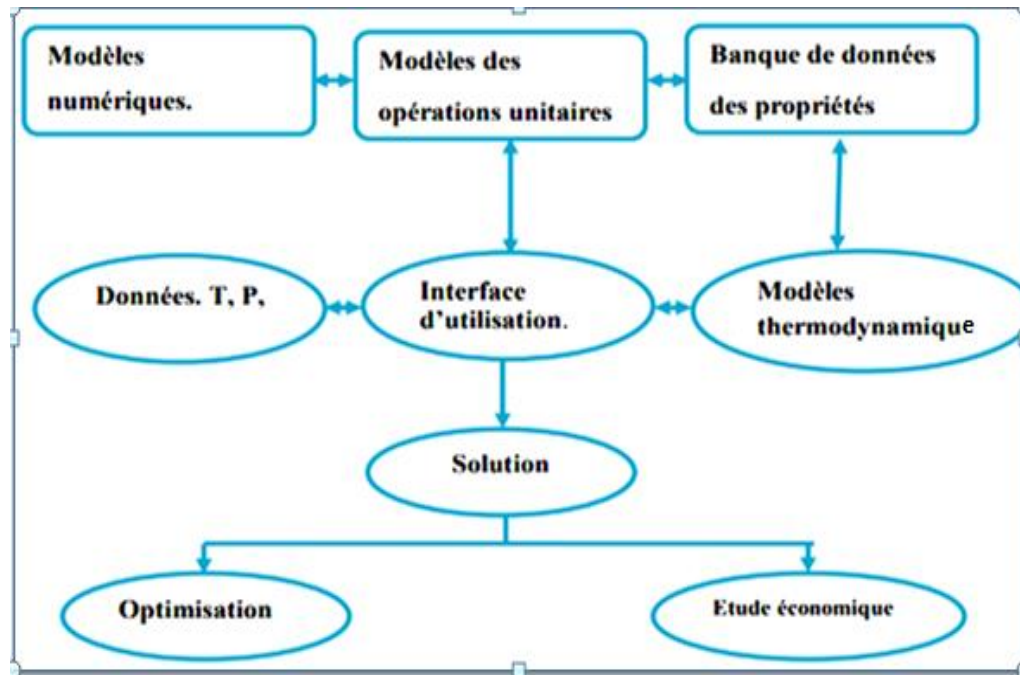


Figure III.27– Structure générale de ASPENHYSYS [12]

III.8 Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS

Pour réaliser une simulation en HYSYS, les pas suivants sont nécessaires :

- Démarrage de HYSYS;
- Création d'un fichier;
- Choix des composés;
- Sélection d'un modèle thermodynamique;
- Construction du PFD;
- Spécification des courants et des unités;
- Exécution du programme de simulation;
- Interprétations des résultats. [12]

Les caractéristiques de conception et les compositions et les conditions de la centrale sont détaillées dans le tableau,

Tableau III.1 : Composition du gaz torché [13]

Composition	Fraction molaire %
C1	22.89
C2	27.61
C3	24.69
ic4	3.52
nc4	13.08
ic5	2.24
nc5	2.25
C6+	1.88
N2	0.46
CO2	1.38
Totale	100
D/air	1.316
P.M (g/mol)	38.1

Tableau III.2 : Conditions de fonctionnement de la conception de la centrale [13]

Conditions de conception (pleine charge)	Values
Température ambiante (T_0)	17C°
Pression ambiante (P_0)	0.9040 bar
Humidité relative de l'air (HR)	62 %
Débit massique du combustible m_f	9.6 Kg/s
Température du carburant T_f	26 %
Pression de carburant P_f	24.9 bar
Température d'entrée de la turbine T_{T-e}	1109 °C
Rapport de pression du compresseur π_c	13.5
Vitesse de l'arbre (N)	3000 tr/min
Rendement isentropique du compresseur η_{is-CA} (Déduite)	0.82

Rendement isentropique de la turbine η_{is-TG} (déduite)	0.88
Rendement mécanique du compresseur et de la turbine (η_{m-CA} et η_{m-TG})	0.99
Rendement du générateur $\eta_{Gé}$	0.98
Puissance de sortie nette, W_{net}	144.889 MW

III.9 Simulation du système CHP

La solution proposée consiste à intégrer un échangeur de chaleur pour récupérer la chaleur perdue dans les gaz d'échappement de la centrale à gaz afin d'alimenter directement un système de chauffage urbain. Par conséquent, la centrale GT de base décrite précédemment sera transformée en centrale de cogénération (CHP : Combiné Heat and Power), permettant de produire en un seul processus de la chaleur et de l'électricité.

Le composant utilisé pour la récupération de la chaleur est supposé être un échangeur de chaleur de type tubes/calandre. Le diagramme du procédé (PDF – Process Flow Diagram) d'une unité TG de la configuration proposée de la centrale de cogénération considérée dans cette étude est illustré dans la (Figure IV.30).

Parmi les différentes technologies existantes des systèmes de cogénération CHP, l'intégration d'échangeur de récupération de chaleur est principalement motivée par l'évaluation du potentiel de chaleur résiduelle de la centrale GT.

Certaines hypothèses ont été prises en compte pour effectuer les simulations requises du système de cogénération :

- Conditions de fonctionnement en régime permanent,
- La combustion est complète,
- Le processus est adiabatique pour tous les composants du système.

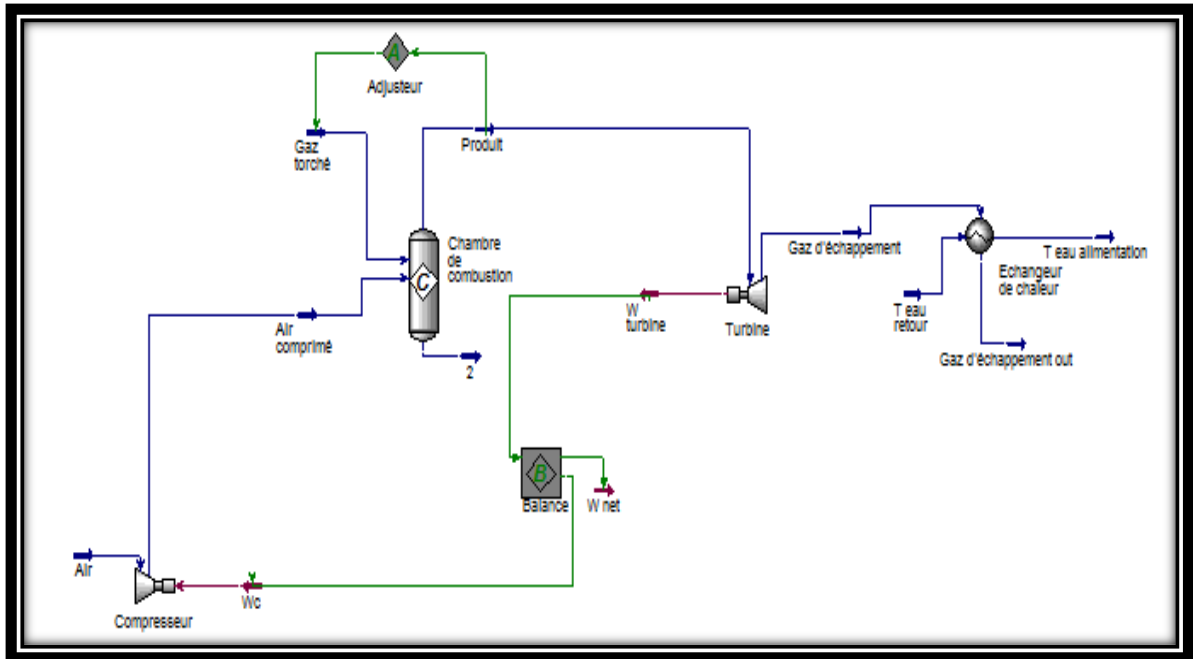


Figure III.28 – Le diagramme du procédé sur ASPEN HYSYS de la centrale CHP proposée

III.10. Etapes de simulation du CHP par ASPEN HYSYS

➤ Démarrage de HYSYS

Démarrer une nouvelle simulation sous HYSYS

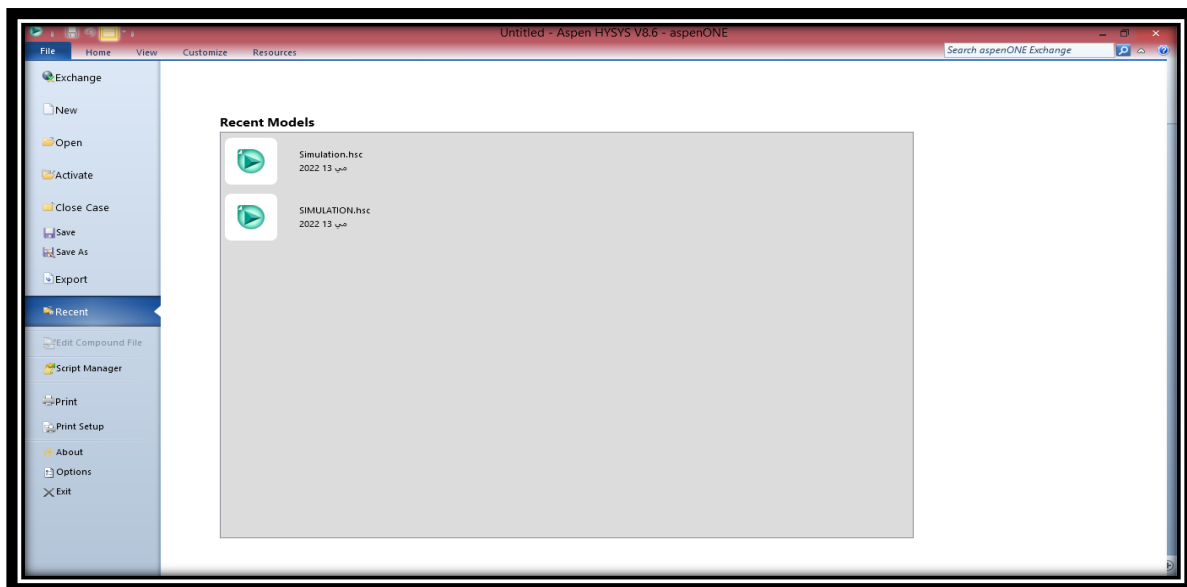


Figure III.29 – Fenêtre du ASPEN HYSYS V8.6

Cliquez sur le "Case New" pour ouvrir le "Gestionnaire de simulation de base", qui est l'endroit où tous les composants et leurs propriétés peuvent être spécifiés.

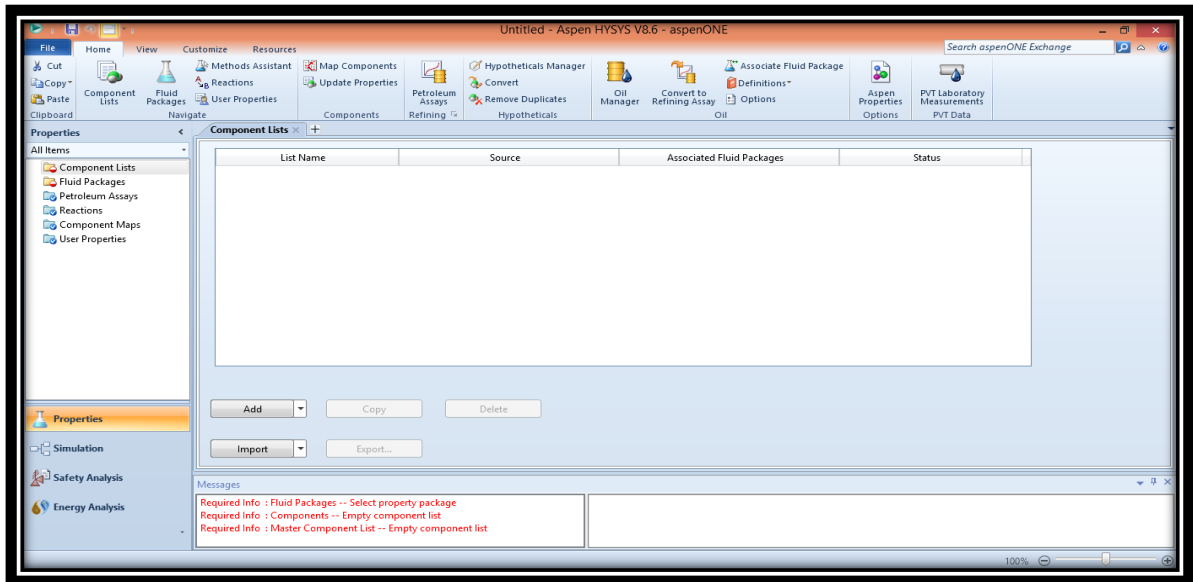


Figure III.30 – Fenêtre du Aspen HYSYS V8.6 dans new case

➤ Choix de la liste de composante

Pour ajouter des composants à la simulation, cliquez sur " component lists " puis sur le bouton "Add" pour faire apparaître la liste des composantes disponibles dans HYSYS.

Dans notre cas il faut définir les composants chimiques de l'air et de gaz naturel suivants:

Méthane, Ethane, Propane, i-butane, n-butane, i-pentane, n-pentane, n-hexane, Oxygène, argon, Nitrogène, H₂O et CO₂.

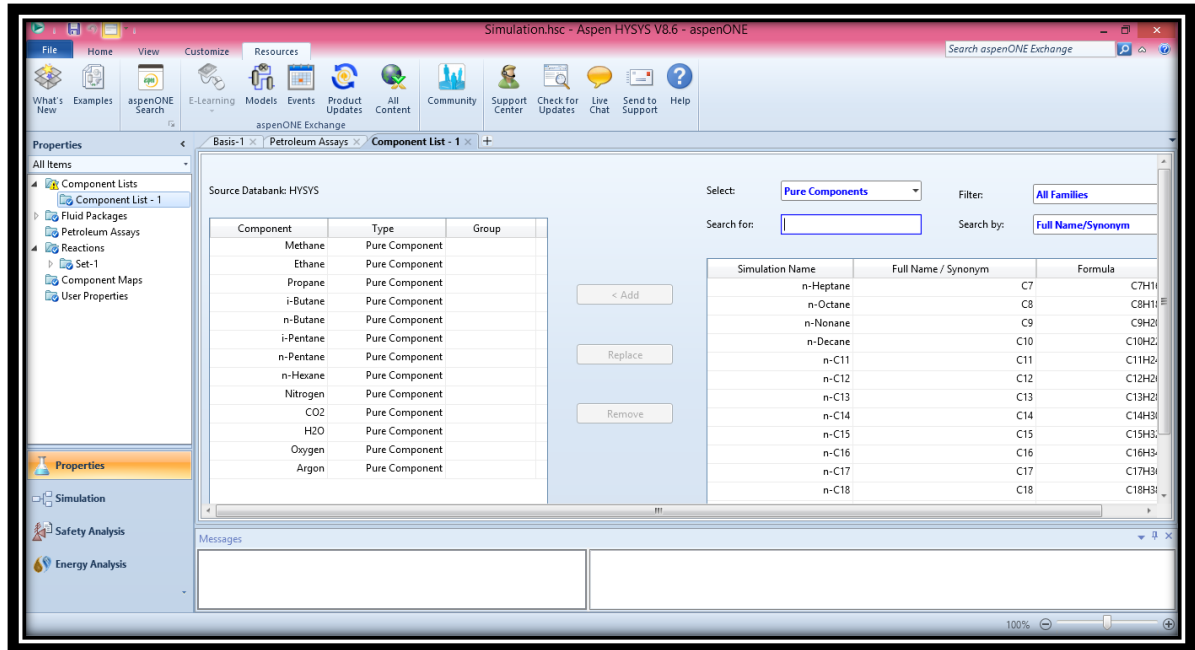


Figure III.31 – Les composants de différentes entrées de la centrale

➤ Sélection d'un modèle thermodynamique

Choix du modèle d'équation d'état dans la liste de « Fluide packages », l'étude des propriétés des gaz réels ou des mélanges les plus complexes, il existe des équations d'état qui relie les paramètres d'équilibre du système.

Cliquer sur le bouton "Add" pour spécifier un fluide package, Cela vous amènera à une liste de toutes les différentes équations d'états utilisées par ASPENHYSYS.

Dans notre étude on a sélectionné le Peng Robinson (PR) comme modèle thermodynamique, qui est recommandé pour un mélange d'hydrocarbures. Cela permet de calculer toutes les propriétés thermos-physiques des fluides de travail.

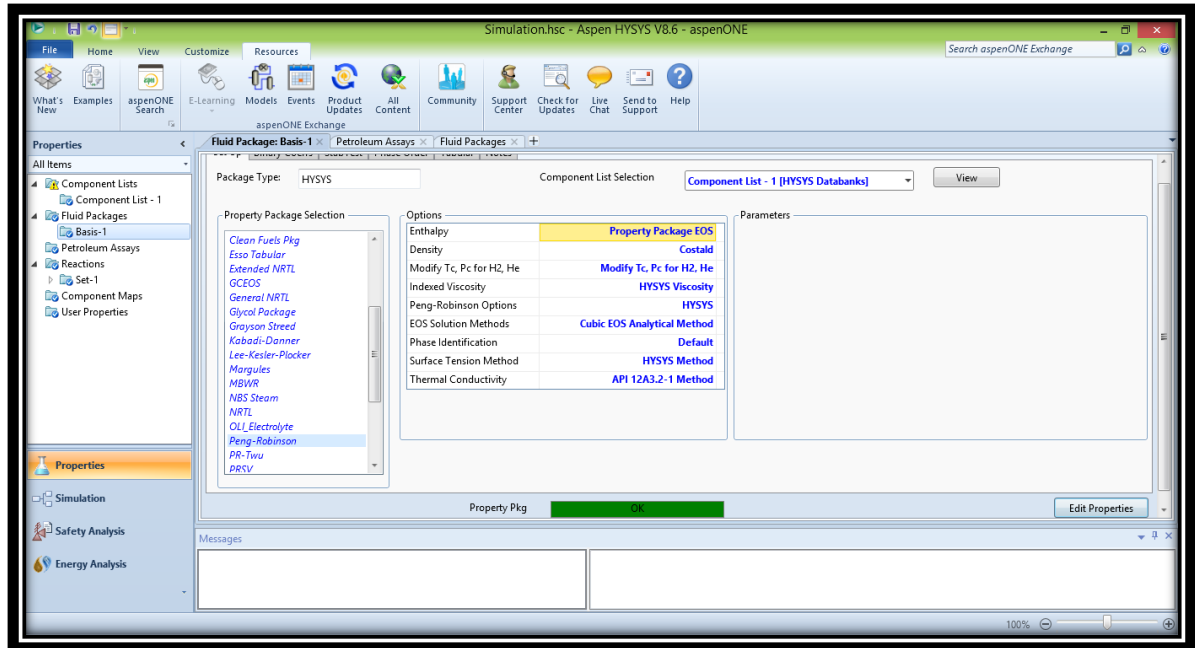


Figure III.32 – Liste de fluides packages

➤ Création des réactions chimiques

La définition des quatre réactions de combustion du gaz naturel :

-Pour ajouter des réactions cliquez sur réaction figuré dans la barre de propriétés puis sur le bouton " Add".

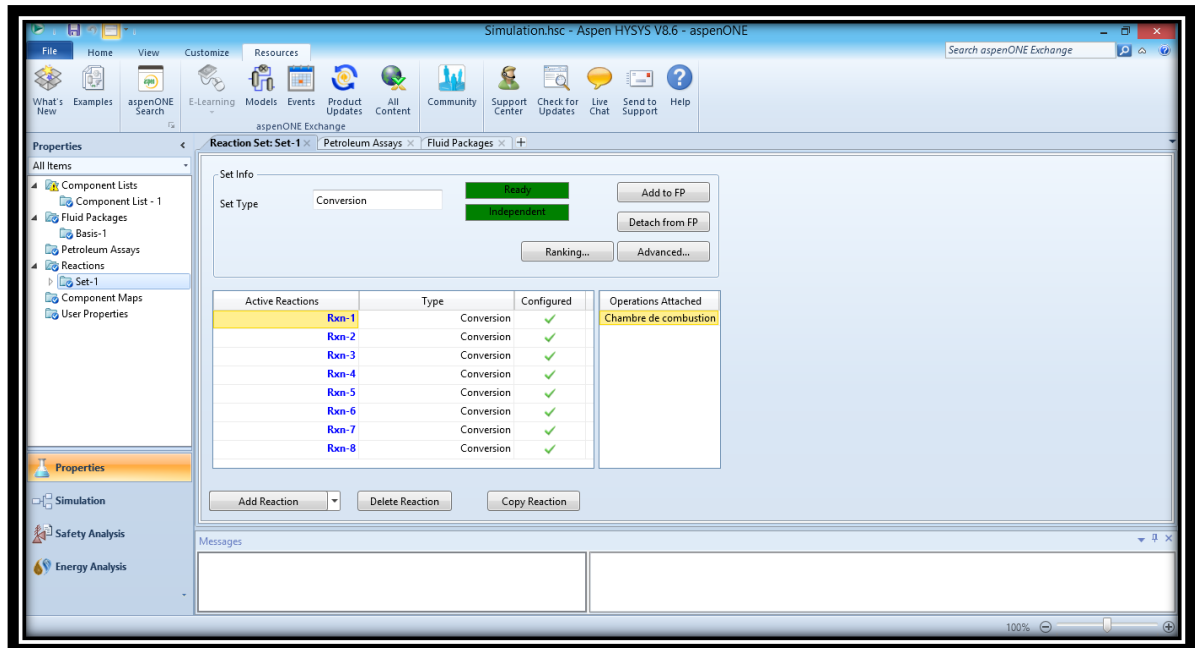
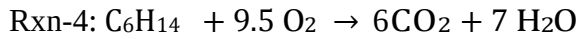
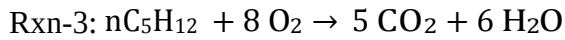
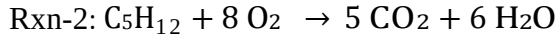
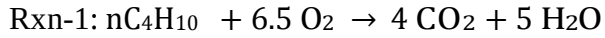
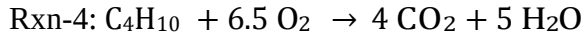
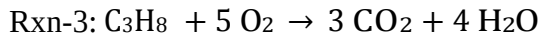
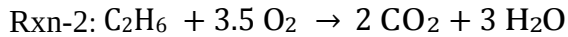
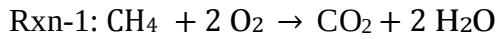


Figure III.33 – Fenêtre des réactions créées



-La réaction1 de méthane :

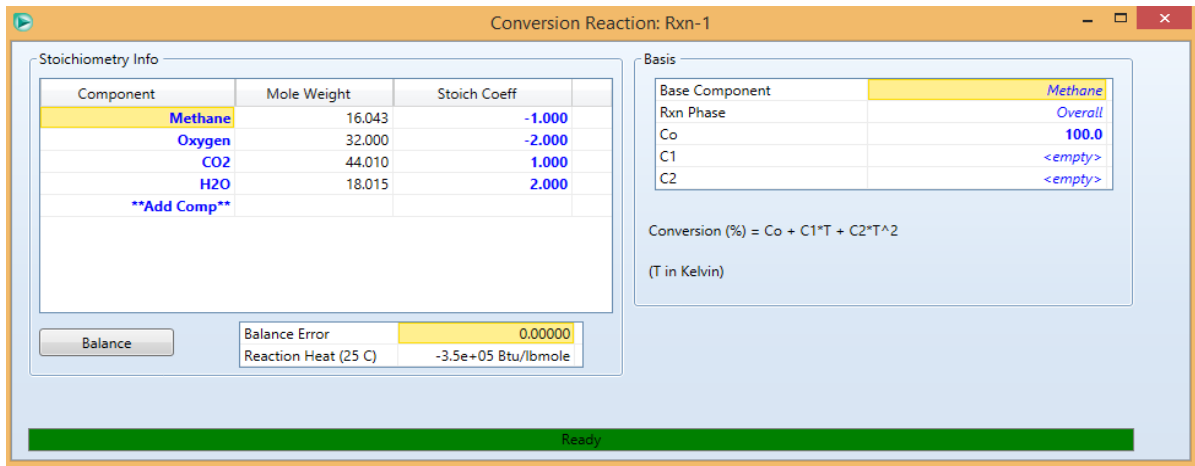


Figure III.34 – Fenêtre de composition de l'air

Et les restes des réactions aussi ...

➤ L'entrée de l'air

La définition de la composition de l'air : en ajouter les fractions molaires du mélange gazeux constituant l'air

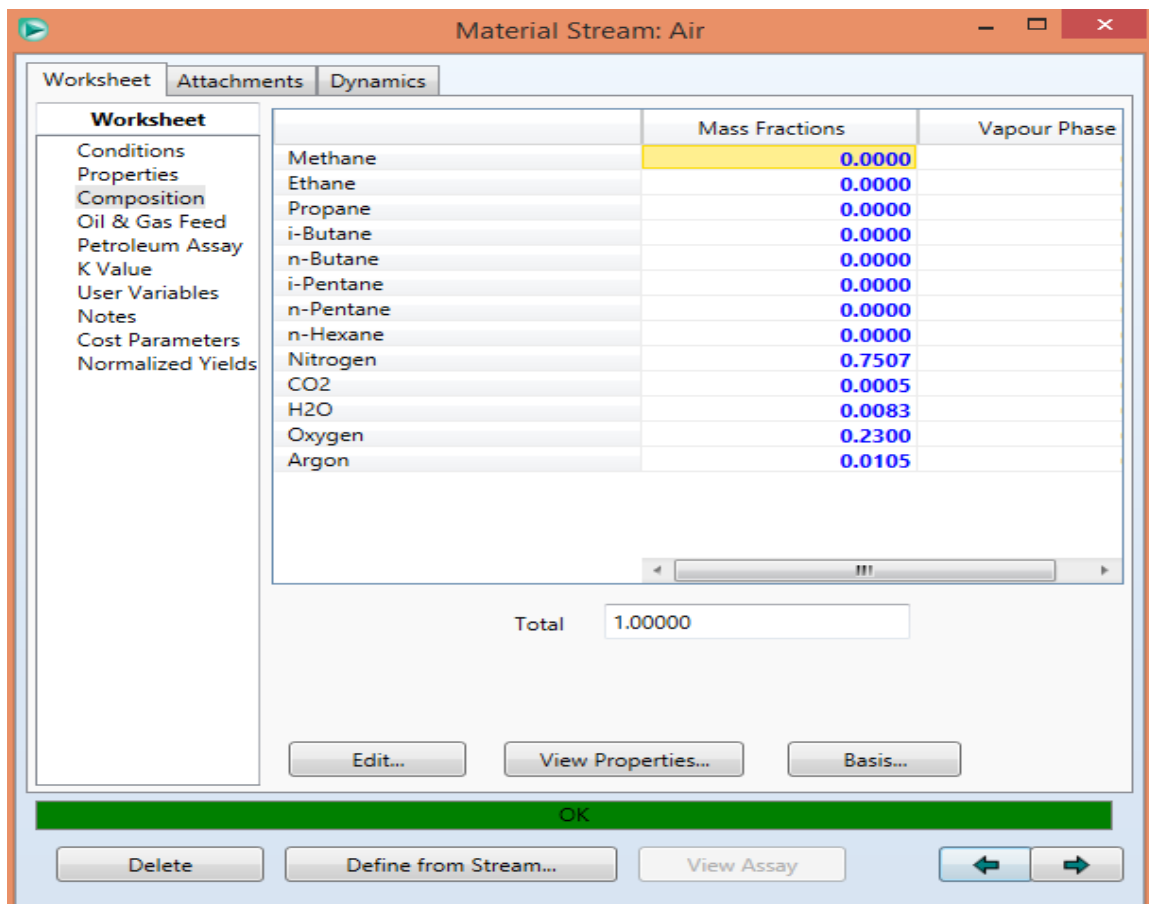


Figure III.35 – Fenêtre de composition de l'air

On définit les caractéristiques de l'air (la température, la pression et le débit massique) :

-La température : $T_{\text{air}} = 17 \text{ }^{\circ}\text{C}$

-La pression : $P_{\text{air}} = 0.9040 \text{ bar}$

-Le débit massique : $m_{\text{air}} = 480.1 \text{ Kg/s}$

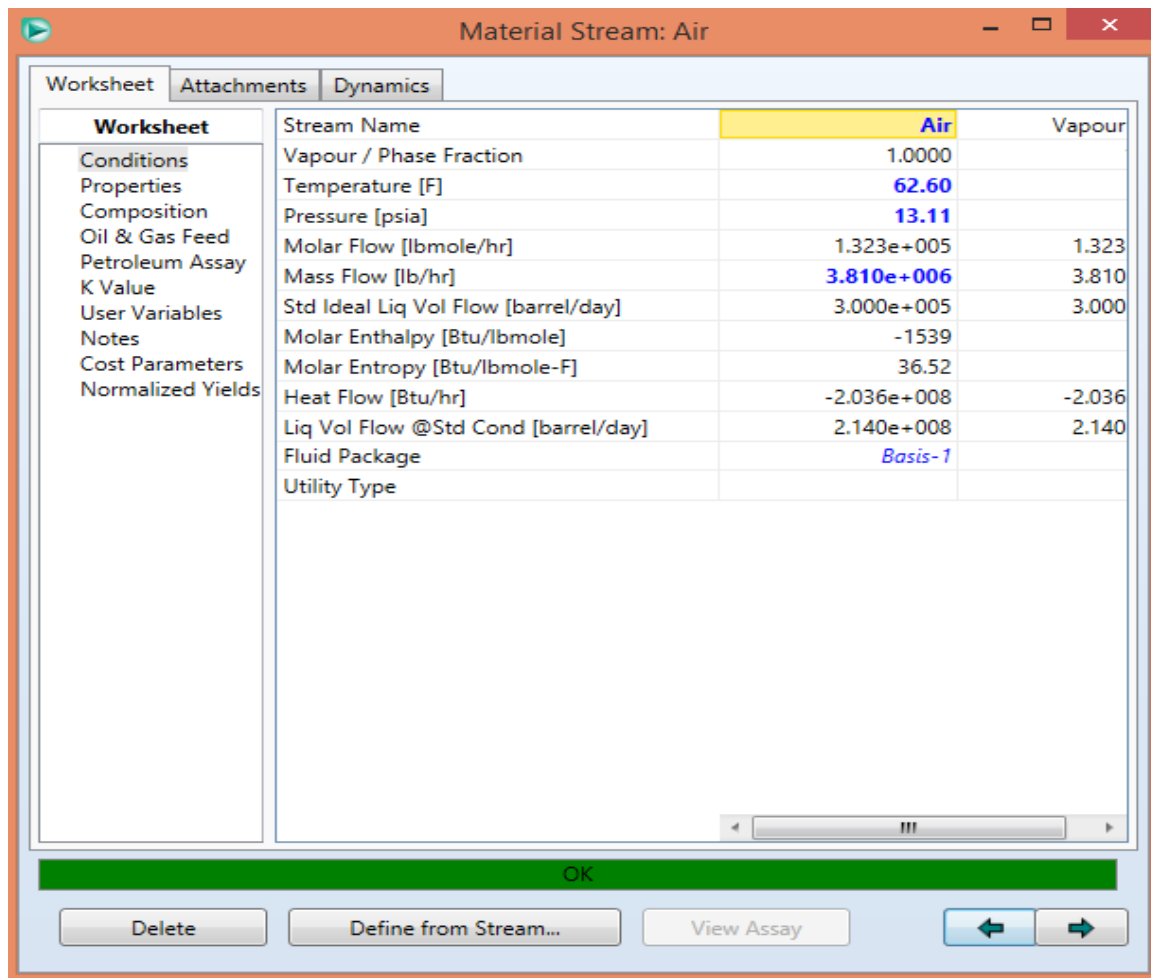


Figure III.36 – Fenêtre des conditions d'entrée d'air

➤ Compresseur

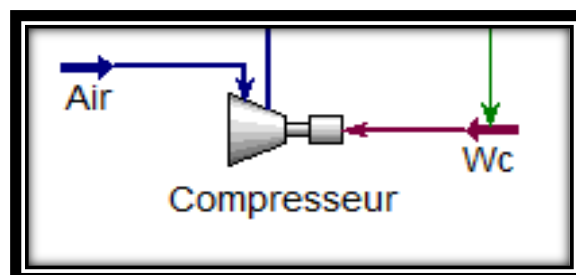


Figure III.37 – Présentation de compresseur

On définit l'entrée, la sortie et l'énergie du compresseur :

- L'entrée : Air (Nom de l'alimentation)
- La sortie : Air comprimé

-L'énergie : W_c (travail du compresseur)

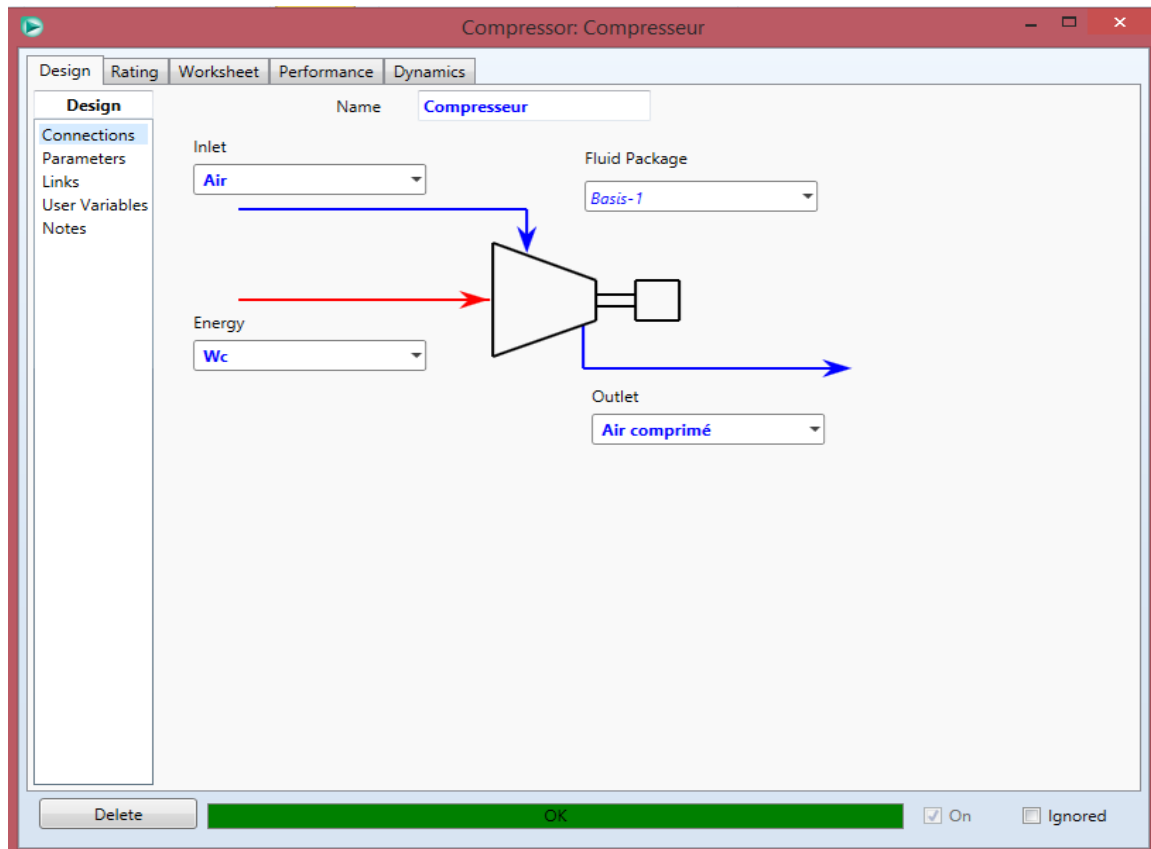


Figure III.38 –Installation de compresseur

Dans paramètres, ajouter les valeurs (le rendement adiabatique et le rapport de pression):

- Rendement isentropique : $\eta_{is-c} = 0,82$

-Le rapport de pression : $\pi_c = 13,5$

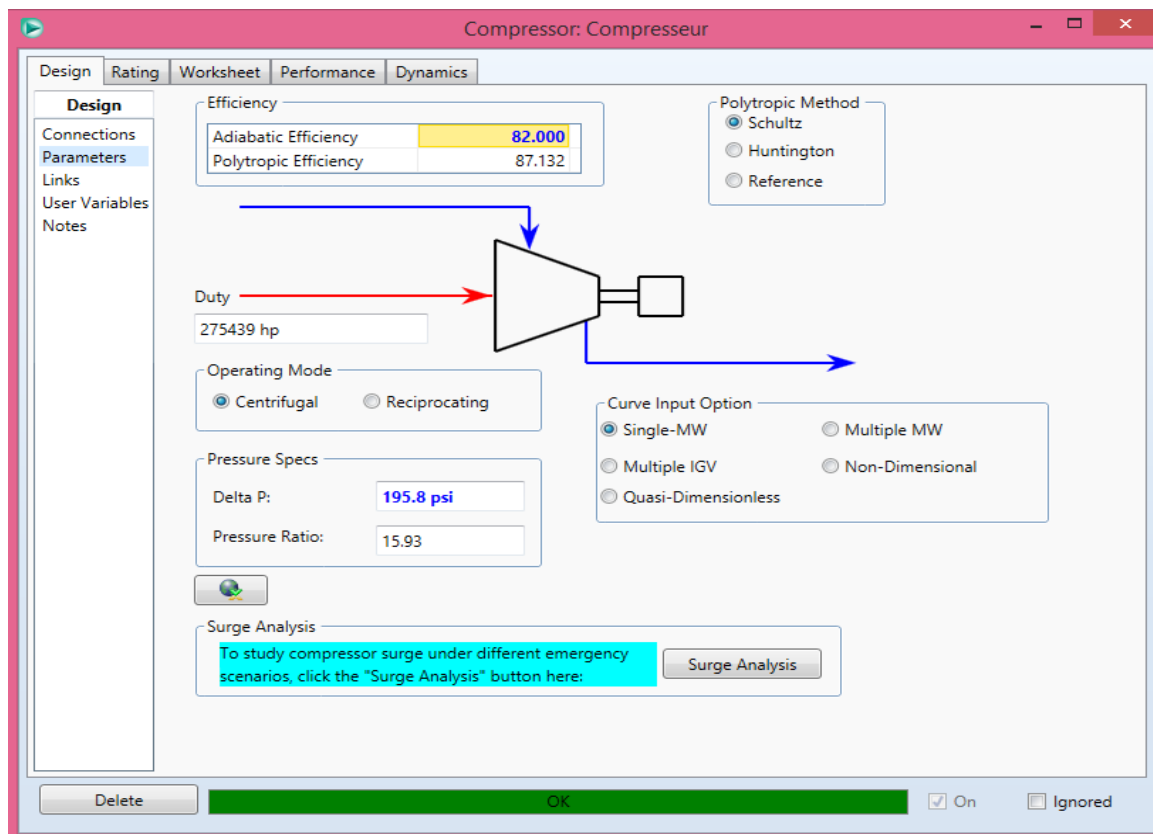


Figure III.39 – Fenêtre de paramètres de compresseur

➤ L'entrée du gaz torché

On définit la composition du gaz naturel, représentée dans le tableau II.1

Component	Mole Fractions	Vapour Phase
Methane	0.2279	
Ethane	0.2749	
Propane	0.2458	
i-Butane	0.0350	
n-Butane	0.1302	
i-Pentane	0.0223	
n-Pentane	0.0224	
n-Hexane	0.0187	
Nitrogen	0.0046	
CO2	0.0182	
H2O	0.0000	
Oxygen	0.0000	
Argon	0.0000	

Total: 1.00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis..., OK, Delete, Define from Stream..., View Assay, Navigation arrows.

Figure III.40 – Fenêtre de composition du gaz naturel

On entre les caractéristiques du gaz naturel (la température, la pression et le débit massique) représentées dans le tableau V.1

-La température : $T_f = 26^\circ\text{C}$

-La pression : $P_f = 24,60 \text{ bar}$

-Débit massique : $m_f = 9,6000 \text{ Kg/s}$

Worksheet	Attachments	Dynamics
Worksheet		
Conditions	Stream Name	Gaz torché
Properties	Vapour / Phase Fraction	0.4730
Composition	Temperature [F]	78.80
Oil & Gas Feed	Pressure [psia]	356.8
Petroleum Assay	Molar Flow [lbmole/hr]	1893
K Value	Mass Flow [lb/hr]	7.218e+004
User Variables	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1.065e+004
Notes	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-4.874e+004
Cost Parameters	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	31.59
Normalized Yields	Heat Flow [Btu/hr]	-9.226e+007
	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	1.103e+004
	Fluid Package	<i>Basis-1</i>
	Utility Type	

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Figure III.41 – Fenêtre des conditions d'entrée du gaz naturel

➤ Chambre de combustion

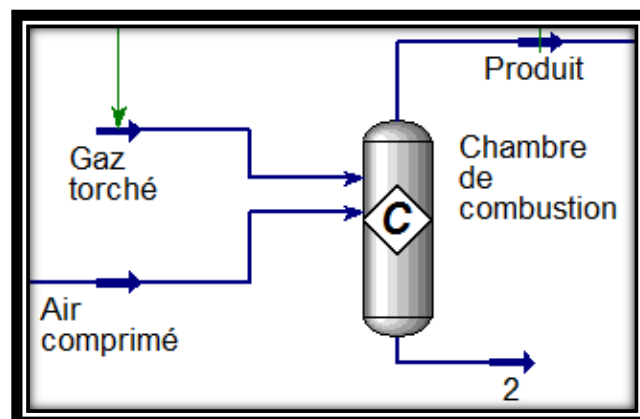


Figure III.42 – Présentation de la chambre de combustion

Définir à l'entrée (l'air comprimé et gaz naturel), la sortie de vapeur (produit) et la sortie de liquide (5) de la chambre de combustion.

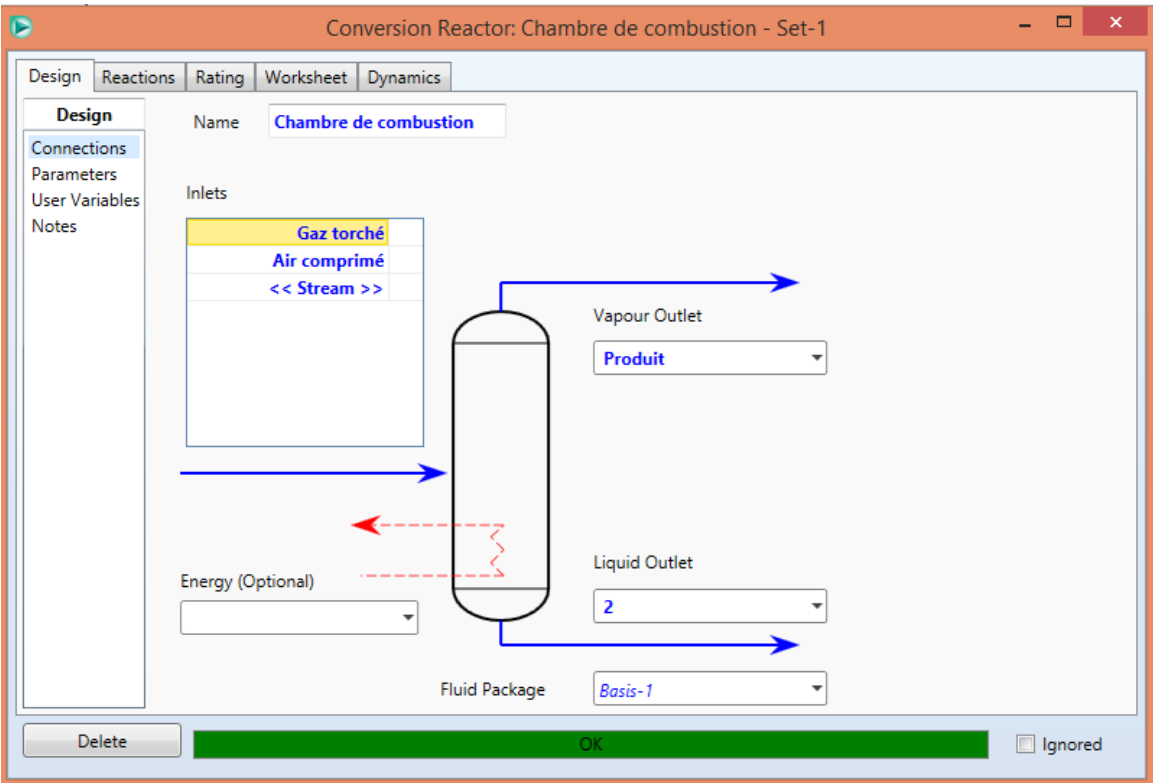


Figure III.43 – Installation de la chambre de combustion

On introduit les quatre réactions dans la chambre à combustion qu’on a défini auparavant.

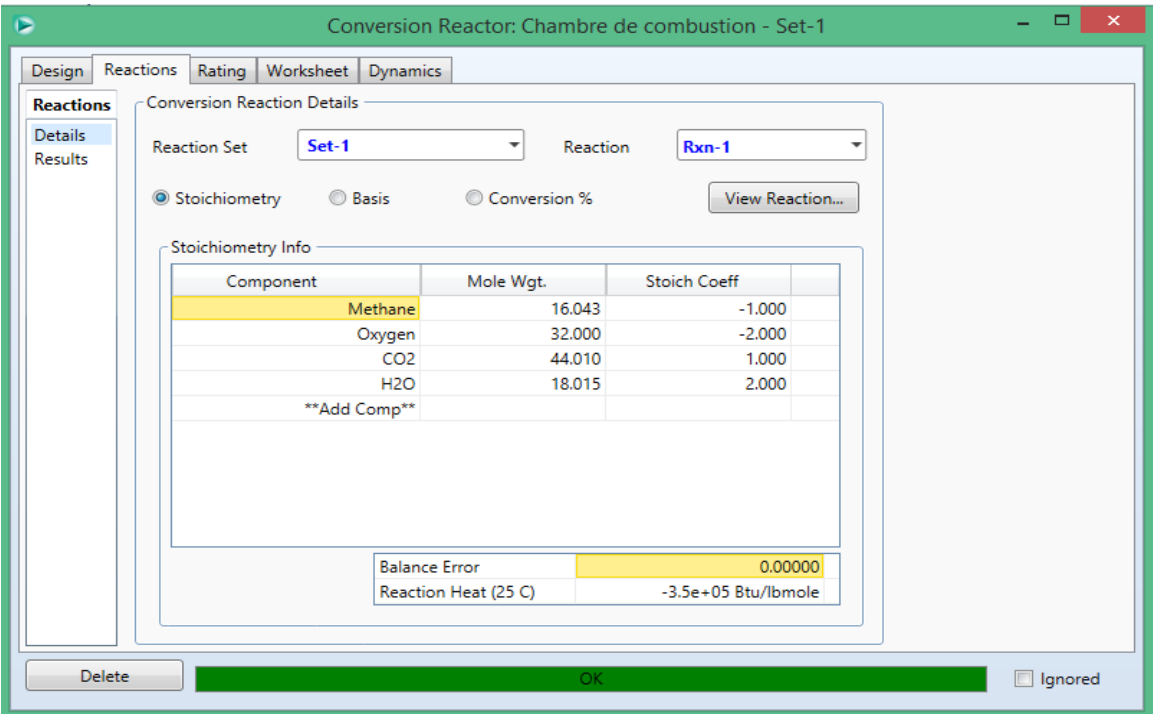


Figure III.44 – Fenêtre de réaction dans la chambre de combustion

➤ Turbine

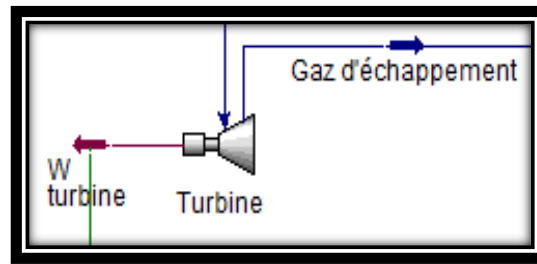


Figure III.45 – Présentation de la turbine

On définit l'entrée, la sortie et l'énergie de la turbine.

- L'entrée : c'est la sortie de la chambre de combustion (produit) ;
- La sortie : gaz d'échappement ;
- L'énergie : W_{turbine} ;

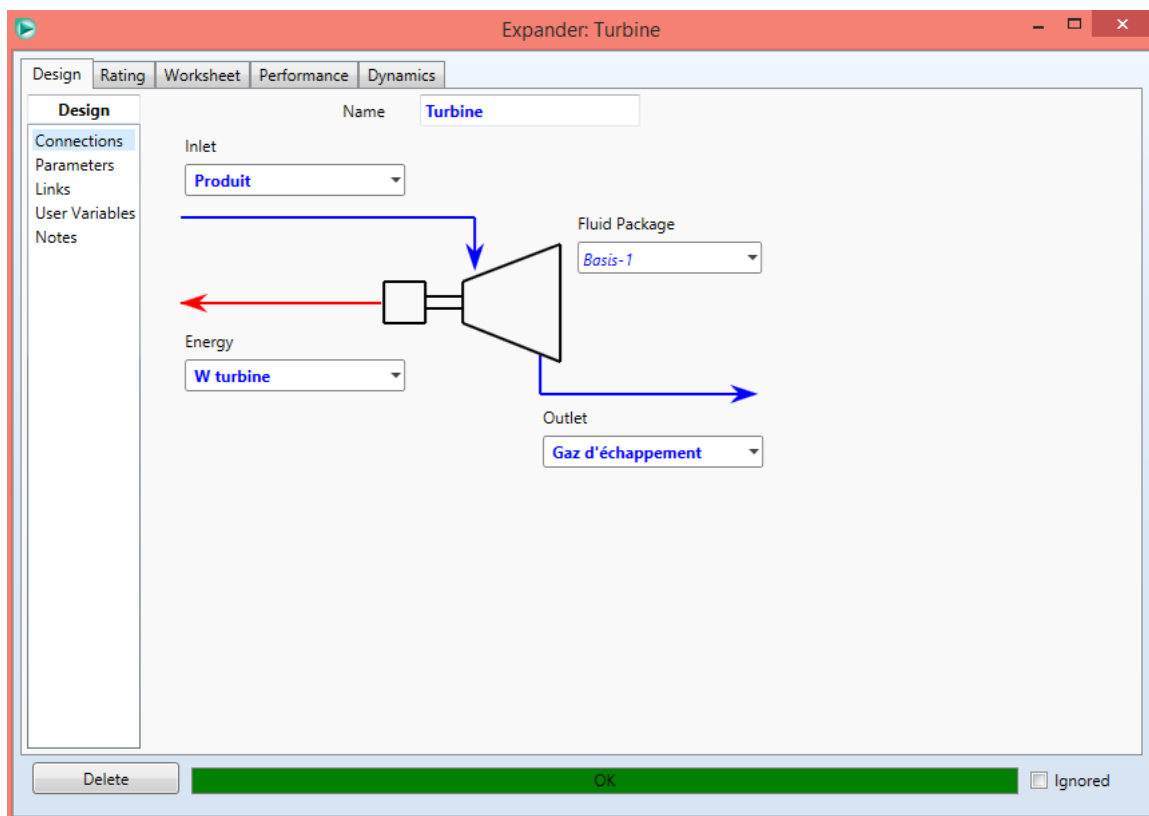


Figure III.46 – Installation de la turbine

Dans les paramètres de la turbine, on définit les valeurs suivantes qui sont définies dans le tableau V.3 :

-Rendement isentropique : $\eta_{is-T} = 0.88$

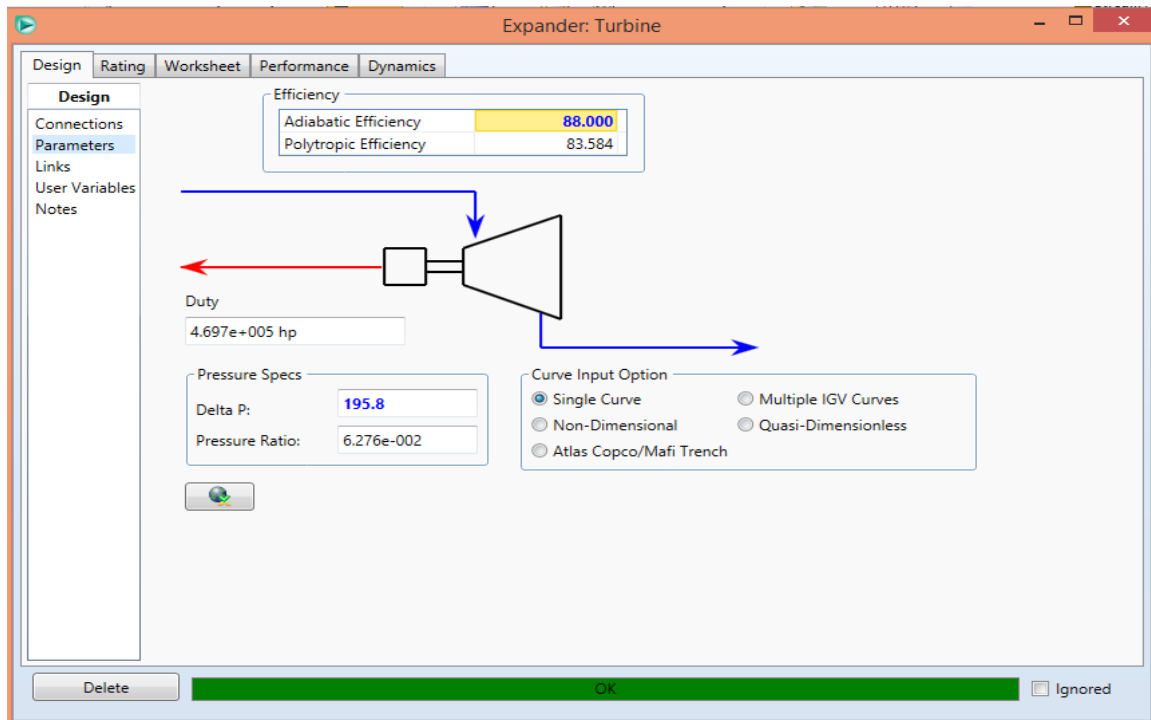


Figure III.47 – Fenêtre des paramètres de la turbine.

➤ Balance

On utilise la balance pour diviser le travail de la turbine en deux par va faire entrainer le compresseur et la deuxième pour faire marcher le g

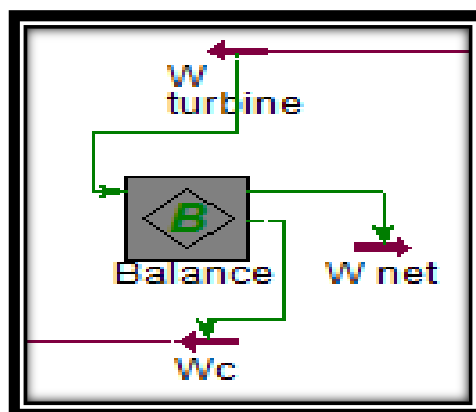


Figure III.48 – Présentation de la balance.

Dans le paramètre de la balance on définit les entrées et les sorties :

-L'entrée : travail de la turbine $W_{turbine}$

-La sortie : travail de compresseur W_{comp} et travail net W_{net} (du générateur)

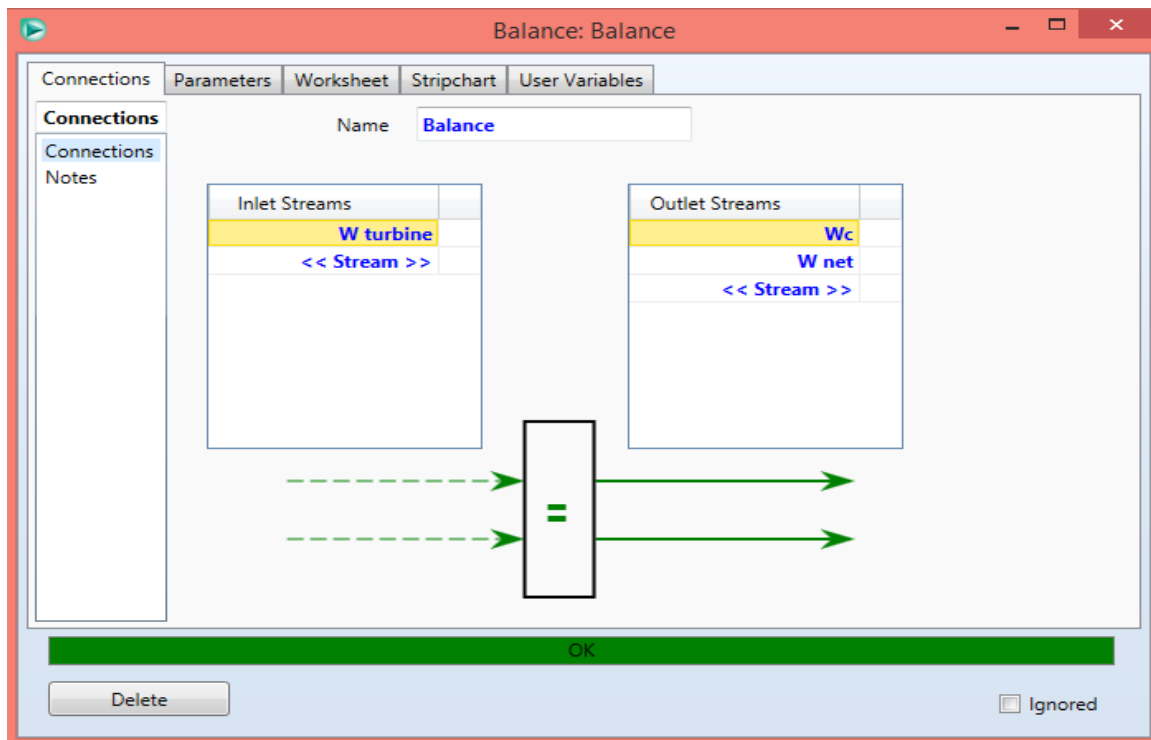


Figure III.49 – Installation de la balance.

➤ Adjuster

On utilise l'ajusteur (ADJ-1) pour ajuster une variable (le débit du gaz naturel) jusqu'à ce que la variable ciblée atteigne une valeur imposée (température imposée à l'entrée de la turbine).

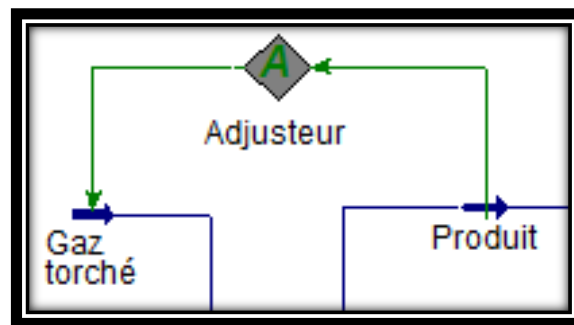


Figure III.50 – Présentation de l'ajusteur.

- On définit la Variable ajustée, Variable ciblée et Valeur ciblée spécifié :
- Variable ajustée : le débit du gaz naturel
 - Variable cible : la température de produit
 - Valeur cible spécifiée : 1109°C
 - La température des produits de combustion sortant ne doit pas dépasser 1109°C

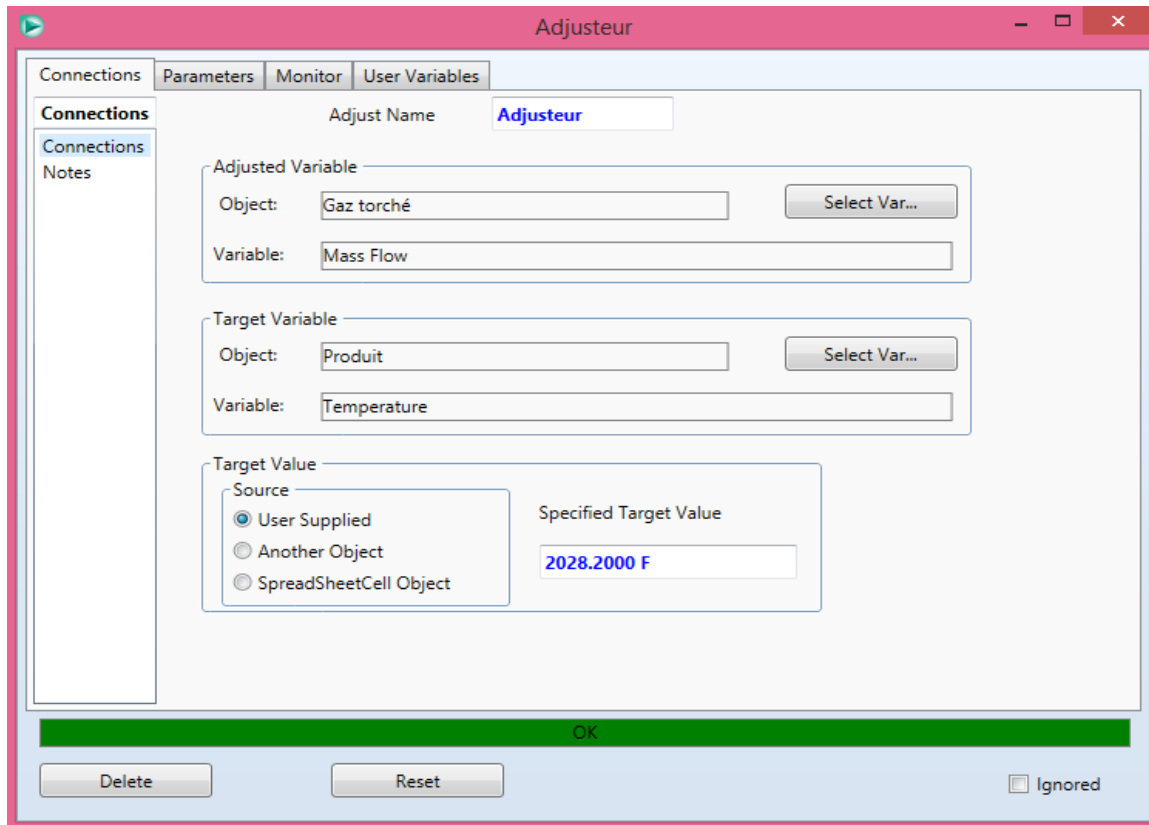


Figure III.51 – Installation de l'ajusteur.

➤ Echangeur de chaleur

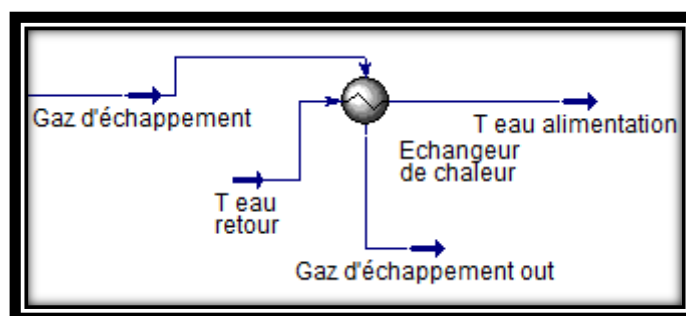


Figure III.52 – Schéma du modèle d'échangeur de chaleur.

On définit les entrées (Gaz d'échappement, T_{eau, retour}) et les sorties (Gaz d'échappement, out et T_{eau, Alimentation}) de l'échangeur de chaleur, où l'eau circule

dans les tubes et les gaz d'échappement dans la calandre comme montré dans la figure au-dessous :

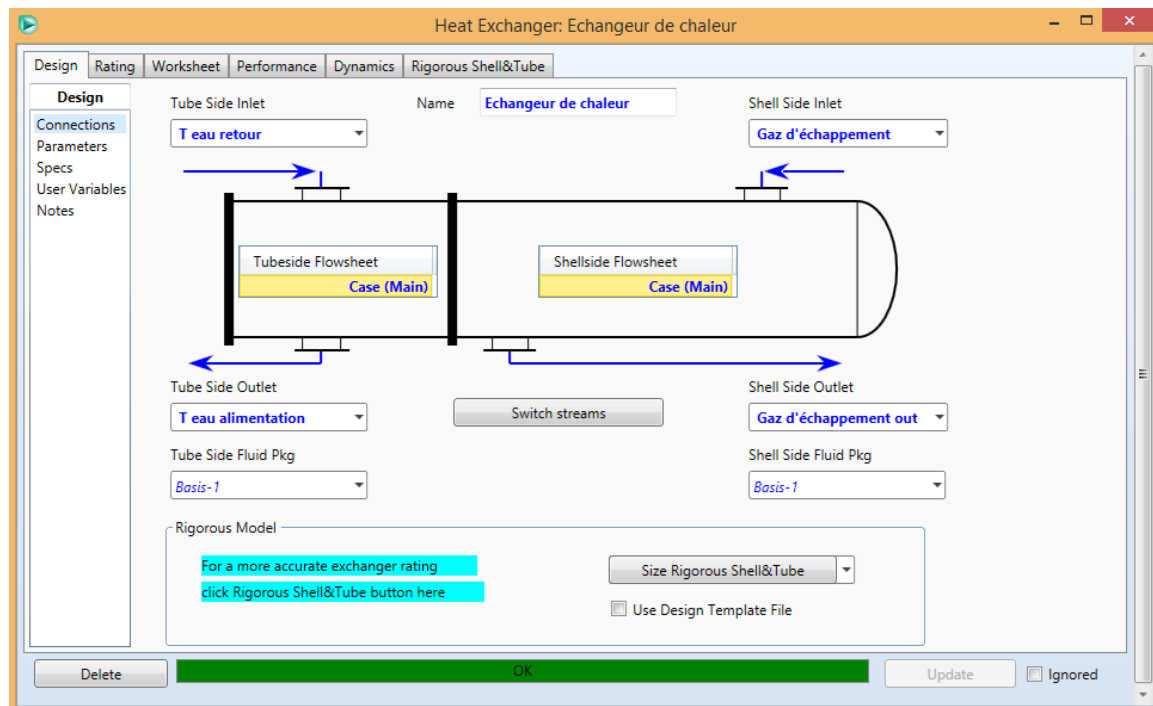


Figure III.53 – Fenêtre des paramètres de l'échangeur.

On définit les conditions et les paramètres de l'échangeur de chaleur, qui sont définies dans le tableau (V.3) :

Tableau III.3 : Paramètres utilisés dans la simulation de l'échangeur de chaleur.

côté- gaz d'échappement	
Parameters	Values
Temperature d'entrée (T_{gi})	543.1 (°C)
Temperature de sortie (T_{go})	100 (°C)
Pression opératoire abs (P_g)	0.9040 bar
Débit massique (m_g)	490.13kg/s
Perte de pression admissible (P_{adm}) (supposée)	0,01 bar
côté- eau	
Temperature d'entrée (T_{ret})	70 (°C)
Temperature de sortie (T_{alim})	120 (°C)
Pression opératoire abs (P_{eau})	20bar
Perte de pression admissible (P_{adm}) (supposée)	1 bar

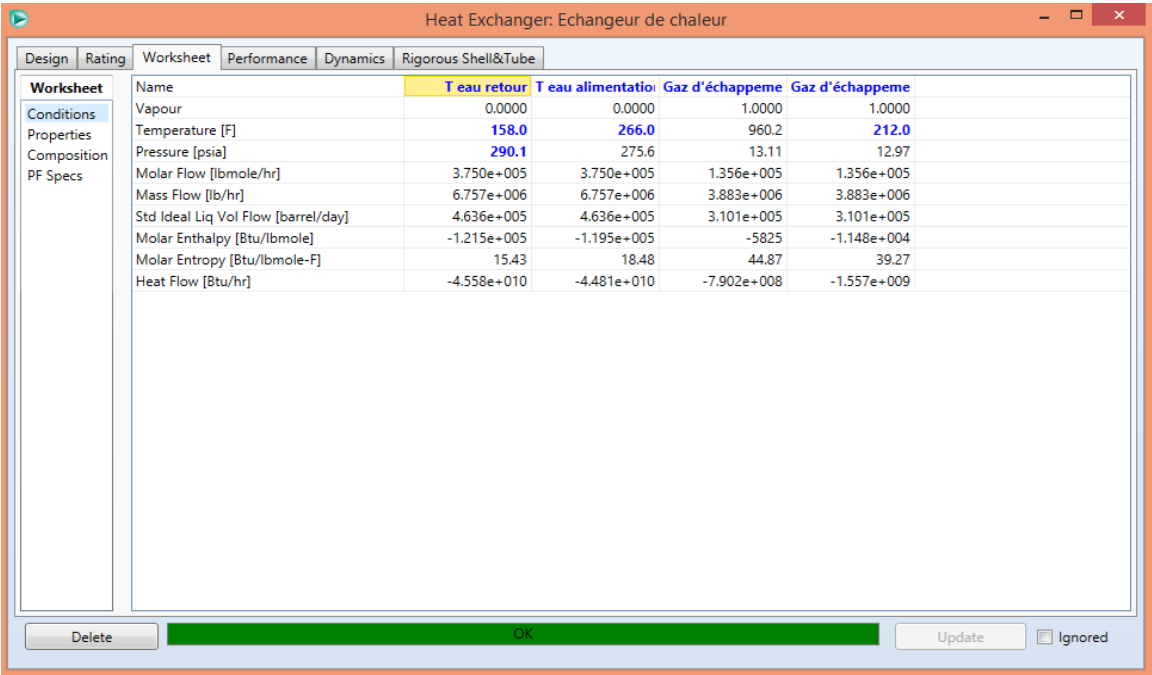


Figure III.54 – Fenêtre des conditions de l'échangeur.

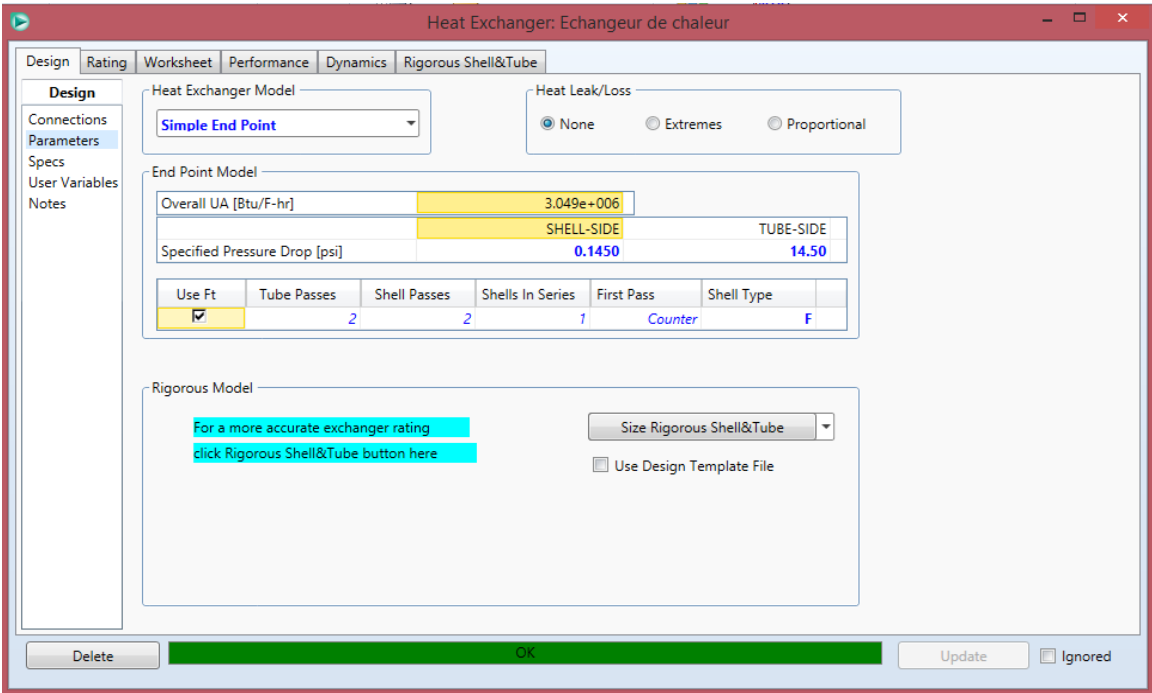


Figure III.55 – Fenêtre des paramètres de l'échangeur.

Chapitre IV :

Résultats et discussion

IV.1 Introduction :

Dans ce chapitre, on va appliquer les méthodes API, qui sont déjà indiquées dans le chapitre III, pour estimer les pertes par évaporation aux niveaux des RD et des RS de l'année 2015 ; les résultats de la simulation seront également affichés avec logiciel Aspen HYSYS v.8,6.

IV.2. Calcule aux niveaux des RD : (Réservoir dégazeur)

Le tableau suivant représente toutes les variables inclus dans les calculs des pertes par évaporation au niveau des RD :

Tableau IV.1 : Représente les variables utilisées dans les calculs du bac à toit fixe.

Symbole	Description	Valeur en SI	Valeur en Anglo-Saxonne	Remarque
Q	Volume de produit transféré annuellement dans un seul RD	511 000 m ³	3 214 093,304 bbl	-
D	Diamètre du réservoir	14,6 m	47,9 ft	-
H_s	Hauteur du réservoir	15,4 m	50,525 ft	-
H_L	Hauteur moyenne du liquide	4,75 m	15,584 ft	-
H_{vo}	Hauteur équivalente de la phase vapeur	-	-	Calculée
H_{ro}	Hauteur équivalente du toit	-	-	Calculée
M_v	Masse molaire de la vapeur	38,1 g/mol	38,1 lb/lb-mole	-
P_{VA}	Pression de vapeur saturante à la surface du liquide	20 g/cm ²	0,284 Psig 14,984 Psia	-
P_{VA min}	Pression de vapeur minimale saturante à la surface du liquide	10 g/cm ²	0,142 Psig 14,842 Psia	-
P_{VA max}	Pression de vapeur maximale saturante à la surface du liquide	30 g/cm ²	0,426 Psig 15,126 Psia	-
ΔP_v	Amplitude de pression de la vapeur du liquide	20 g/cm ²	0,284 Psi	-
P_A	Pression atmosphérique	1,013×10 ⁵ Pa	14,7 Psi	-
R	Constante des gaz parfaits	8,314 m ³ .pa.mol ⁻¹ . K ⁻¹	10.731 Psia ft ³ /lb-mole °R	-

T_{LA}	Température à la surface du liquide	-	-	Calculée
T_B	Température du liquide	-	-	Calculée
ΔT_v	Amplitude thermique de la vapeur	-	-	Calculée
T_{AA}	Température ambiante	23,5 °C	533,97 °R	-
T_{AX}	Température ambiante maximale	30,7°C	546,93 °R	-
T_{AN}	Température ambiante minimale	16,3°C	521,01 °R	-
ΔT_A	Amplitude thermique ambiante	14,4°C	25,92 °R	-
I	Facteur d'insolation moyen journalier	5 592 Wh/m ²	1 772,64Btu/ft ²	-
α	Absorbance solaire du revêtement du réservoir	0,17	0,17	Tableau
P_{BX}	Pression maximale du tarage de la soupape	25 g/cm ²	0,356 Psig	-
P_{BV}	Pression minimale du tarage de la soupape	-5 g/cm ²	-0,071 Psig	-
ΔP_B	Amplitude de tarage de la soupape	30 g/cm ²	0,427 Psig	-
P₀	Pression normale du tarage de la soupape.	10 g/cm ²	0,143 Psig	-
N	Nombre de rotation annuel	-	-	Calculée
H_{LX}	Hauteur maximale du liquide dans le réservoir	5,5 m	18,045 ft	-
V_{LX}	Volume maximal du liquide dans le réservoir	-	-	Calculée
W_L	Masse volumique moyenne du liquide	794,792 Kg/m ³ 0,794792 Ton/m ³	6,633 lb/gal	-

✓ Tous les paramètres pressions et températures sont des paramètres journaliers moyens, sauf pour les pressions du tarage de la soupape qui est fixe.

IV.2.1 Emissions par Respiration Ls : [9]

L'équation qui décrit ces pertes est comme suivante :

$$L_S = 365 V_V W_V K_E K_S$$

➤ Calcule du Volume d'espace libre au-dessus du liquide V_V :

$V_V = \left(\frac{\pi}{4} D^2\right) H_{VO}$
$H_{VO} = H_S - H_L + H_{RO}$
$H_{RO} = 0,0686 \times D$

$$H_{RO} = 0,0686 \times 47,9 = 3,286 \text{ ft}$$

$$H_{VO} = 50,525 - 15,584 + 3,286 = 38,227 \text{ ft}$$

$$V_V = \left(\frac{\pi}{4} \times (47,9)^2\right) \times 38,227 = 68\,886,025 \text{ ft}^3$$

$$V_V = 68\,886,025 \text{ ft}^3$$

➤ Calcule de la masse volumique de la vapeur du volume libre W_V :

$W_V = \frac{M_V P_{VA}}{R T_{LA}}$
$T_{LA} = 0,8 T_{AA} + 0,2 T_B + 0,008 \alpha I$
$T_B = T_{AA} + 6\alpha - 1$

$$T_B = 533,97 + 6 \times 0,17 - 1 = 533,99^\circ R$$

$$T_{LA} = 0,8 \times 533,97 + 0,2 \times 533,99 + 0,008 \times 0,17 \times 1\,772,64 = 536,385^\circ R$$

$$W_V = \frac{38,1 \times 14,984}{10,731 \times 536,385} = 0,099 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_V = 0,099 \text{ lb/ft}^3$$

➤ Calcule du coefficient d'expansion de la phase vapeur K_E :

$K_E = \frac{\Delta T_V}{T_{LA}} + \frac{\Delta P_V - \Delta P_B}{P_A - P_{VA}}$
$\Delta T_V = 0.72 \Delta T_A + 0.028 \alpha I$

$$\Delta T_V = 0.72 \times 25,92 + 0.028 \times 0,017 \times 1\,772,64 = 27,1^\circ R$$

$$K_E = \frac{27,1}{536,385} + \frac{0,213 - 0,427}{14,7 - 14,984} = 0,554$$

$$K_E = 0,554$$

➤ Calcule du facteur de saturation de la phase vapeur K_S :

$$K_S = \frac{1}{1 + 0,053 P_{VA} H_{VO}}$$

$$K_S = \frac{1}{1 + (0,053 \times 14,984 \times 38,227)} = 0,032$$

$$K_S = 0,032$$

➤ Emissions totales par respiration L_S :

$$L_S = 365 V_V W_V K_E K_S$$

$$L_S = 365 \times 68886,025 \times 0,099 \times 0,554 \times 0,032 = 44\,128,476 \text{ lb/yr}$$

$$L_S = 44\,128,476 \text{ lb/yr} = 20,016 \text{ Ton/an}$$

IV.2.2 Emissions par les mouvements L_W : [9]

L'équation qui décrit ces pertes est comme suivante : $L_W = W_V V_Q K_B K_N K_c$

➤ Calcule du volume du produit transféré annuellement au bac V_Q :

$V_Q = 5,614 \times Q$

$$V_Q = 5,614 \times 3\,214\,093,304 = 18043919,809 \text{ ft}^3$$

$$V_Q = 18\,043\,919,809 \text{ ft}^3$$

➤ Calcule du Facteur de rotation K_N :

$N = \frac{5,614 Q}{V_{LX}}$
$V_{LX} = \frac{\pi}{4} D^2 H_{LX}$
Si $N > 36$, $K_N = (180 + N)/(6 \times N)$
Si $N \leq 36$, $K_N = 1$

$$V_{LX} = \frac{\pi}{4} \times 47,9^2 \times 18,045 = 32\,517,548 \text{ ft}^3$$

$$N = \frac{5,614 \times 3\,214\,093,304}{32\,517,548} = 554,898$$

$$K_N = \frac{180 + 554,898}{6 \times 554,898} = 0,221$$

$$K_N = 0,221$$

➤ Calcule du facteur de correction de la soupape K_B :

$$\text{Si } K_N \times \frac{P_{BX} + P_A}{P_0 + P_A} \leq 1,0 \text{ donc } K_B = 1,0$$

Sinon

$$K_B = \frac{\frac{P_0 + P_A}{K_N} - P_{VA}}{P_{BX} + P_A - P_{VA}}$$

$$0,2207 \times \frac{0,356 + 14,7}{0,143 + 14,7} = 0,224 \leq 1,0 \quad \text{Donc :}$$

$$K_B = 1,0$$

➤ Calcule du facteur lié au produit stocké K_C :

Pour le pétrole brut :

$$K_C = 0,75$$

➤ Emissions par les mouvements L_W sont :

$$L_W = W_V V_Q K_B K_N K_C$$

$$L_W = 0,099 \times 18\,043\,919,809 \times 0,221 \times 1,0 \times 0,75 = 296\,087,191 \text{ lb/yr}$$

$$L_W = 296\,087,191 \text{ lb/yr} = 134,303 \text{ ton/an}$$

IV.2.3 Emissions totales aux niveaux des RD : [9] (Réservoir dégazeur)

Pour calculer les pertes pour un seul bac RD :

$$L_T = L_S + L_W$$

$$L_T = 44\,128,476 + 296\,087,191 = 340\,215,667 \text{ lb/yr}$$

$$L_T = 340\,215,667 \text{ lb/yr} = 154,319 \text{ ton/an}$$

Emissions totales aux niveaux des 5 RD sont : $L_T \times 5$

$$\text{Emissions Totales RD} = 340\,215,667 \times 5 = 1\,701\,078,335 \text{ lb/yr}$$

$$\text{Emissions Totales RD} = 1\,701\,078,335 \text{ lb/yr} = 771,596 \text{ ton/an}$$

En volume:

$$\text{Emissions Totales} / W_L = 771,596 / 0,794792 = 970,815 \text{ m}^3/\text{an}$$

$$\text{Emissions Totales RD en volume} = 970,815 \text{ m}^3/\text{an}$$

IV.3 Calculs aux niveaux des RS : (Réservoir de stockage)

Le tableau suivant représente tous les variables inclus dans les calculs des pertes par évaporation aux niveaux des RS :

Tableau IV.2 : Représente les variables utilisées dans les calculs du bac à toit flottant.

Symbole	Description	Valeur en SI	Valeur en Anglo-Saxonne	Remarque
K_{RA}	Coefficient de perte au joint périphérique à vitesse de vent nulle	8,63 kg-mole/m-an	5,8 lb-mole/ft-yr	Tableau
K_{RB}	Coefficient de perte au joint périphérique dépendant de la vitesse du vent	2,42 kg-mole/ (m/s) ⁿ -m-an)	0,3 lb-mole/ (mil/h) ⁿ -ft-yr	Tableau
n	Exposant de la vitesse du vent lié au notre type joint périphérique	2,1	2,1	Tableau
V	Vitesse moyenne du vent au niveau du site	6 m/s	13,4 mil/h	-
D	Diamètre du réservoir	36,6 m	120,079 ft	-
P^*	Fonction de la pression de vapeur saturante	-	-	Calculée
M_V	Masse molaire moyenne de la vapeur	38,1 g/mol	38,1 lb/lb-mole	-
K_C	Facteur lié au produit stocké	0,4	0,4	-
P_{VA}	Pression de vapeur saturante à la surface du liquide	$1,006636 \times 10^5$ Pa	14,6 Psia	-
P_A	Pression atmosphérique moyenne sur le site	$1,013 \times 10^5$ Pa	14,7 Psi	-
T_S	Température moyenne du liquide	23,5 °C	533,97 °R	-
F_R	Coefficient de Facteur total de perte aux joints des accessoires.	-	-	Calculée
N_{Fi}	Nombre d'accessoires d'un type donné	-	-	Tableau
K_{Fi}	Coefficient de perte aux accessoires pour un type d'accessoire donné	-	-	Tableau
K_{Fai}	Coefficient de perte aux accessoires pour un type d'accessoire donné à vitesse de vent nulle	-	-	Tableau
K_{Fbi}	Coefficient de perte aux accessoires pour un type d'accessoires donné dépendant de la vitesse de vent	-	-	Tableau

K_v	Facteur correctif de la vitesse du vent	0,7	0,7	-
m_i	Exposant de la vitesse du vent lié à un type d'accessoire donné	-	-	Tableau
C_s	Coefficient de mouillabilité	1,03×10⁻⁵ m³/m²	0.0060 bbl/10³ ft²	Tableau
W_L	Masse volumique moyenne du liquide	794,792 Kg/m³ 0,794792 ton/m³	6,633 lb/gal	-
Q	Volume de produit transféré annuellement dans un seul RS	638 750 m³	4 017 616,63 bbl	-

IV.3.1 Emissions de positionnement L_P : [9]

L'équation qui décrit ces pertes est comme suivante :

$$L_P = L_R + L_F$$

➤ Facteur de perte au joint périphérique L_R :

$$L_R = (K_{Ra} + K_{Rb} V^N) D P^* M_V K_C$$

$$P^* = \frac{\frac{P_{VA}}{P_A}}{\left[1 + \left(1 - \frac{P_{VA}}{P_A} \right)^{0,5} \right]^2}$$

$$P^* = \frac{\frac{14,6}{14,7}}{\left[1 + \left(1 - \frac{14,6}{14,7} \right)^{0,5} \right]^2} = 0,848$$

$$L_R = (5,8 + 0,3 \times 13,4^{2,1}) \times 120,079 \times 0,848 \times 38,1 \times 0,4 = 117\,365,736 \text{ lb/yr}$$

$$L_R = 117\,365,736 \text{ lb/yr} = 53,236 \text{ ton/an}$$

➤ Facteur total de perte aux joints des accessoires L_F :

$$L_F = F_F P^* M_V K_C$$

$$F_F = \sum_i^n (K_{Fi} \times N_{Fi})$$

$$K_{Fi} = K_{Fai} + K_{Fbi} (K_V V)^{mi}$$

Pour le pétrole brut $K_V = 0,7$

K_{FA}	K_{FB}	mi	N_{Fi}
Dain de secours			
1,5	0,21	1,7	2
$K_{F2} = 1,5 + 0,21 \times (0,7 \times 13,4)^{1,7} = 10,940 \text{ lb mole}$ $K_{F1} \times N_{F1} = 10,94 \times 2 = 21,880 \text{ lb mole}$			
Event avec joint			
0,71	0,1	1	1
$K_{F2} = 0,71 + 0,1 \times (0,7 \times 13,4) = 1,648 \text{ lb mole}$ $K_{F2} \times N_{F2} = 1,648 \text{ lb mole}$			
Barre de guidage			
41	48	1,4	1
$K_{F3} = 41 + 48 \times (0,7 \times 13,4)^{1,4} = 1\,143,364 \text{ lb mole}$ $K_{F3} \times N_{F3} = 1\,143,364 \text{ lb mole}$			
Jauge flottant automatique			
2,8	0	0	1
$K_{F4} = 2,8 \text{ lb mole}$ $K_{F4} \times N_{F4} = 2,8 \text{ lb mole}$			
Jambes			
0,82	0,53	0,14	22
$K_{F5} = 0,82 + 0,53 \times (0,7 \times 13,4)^{0,14} = 1,545 \text{ lb mole}$ $K_{F5} \times N_{F5} = 1,545 \times 24 = 33,99 \text{ lb mole}$			
Trou d'homme			
1,6	0	0	2
$K_{F6} = 1,6 \text{ lb mole}$ $K_{F6} \times N_{F6} = 1,6 \times 2 = 3,2 \text{ lb mole}$			
Casse-vidé			
6,2	1,2	0,94	2
$K_{F7} = 6,2 + 1,2 \times (0,7 \times 13,4)^{0,94} = 16,041 \text{ lb mole}$ $K_{F7} \times N_{F7} = 16,041 \times 2 = 32,082 \text{ lb mole}$			

$$F_F = \sum_i^n (K_{Fi} \times N_{Fi}) = 1\,238,966 \text{ lb mole}$$

$$F_F = 1\,238,964 \text{ lb mole}$$

$$L_F = 1\,238,964 \times 0,848 \times 38,1 \times 0,4 = 16\,011,776 \text{ lb/yr}$$

$$L_F = 16\,011,776 \text{ lb/yr} = 7,262 \text{ ton/an}$$

➤ Emissions annuelles de positionnement L_P :

$$L_P = L_R + L_F$$

$$L_P = 117\,365,736 + 16\,011,776 = 133\,377,512 \text{ lb/yr}$$

$$L_P = 133\,377,512 \text{ lb/yr} = 60,499 \text{ ton/an}$$

IV.3.2 Emissions annuelles de mouillage au soutirage L_{WD} : [9]

L'équation est représentée comme suivante : $L_{WD} = \frac{0,943 Q C_S W_L}{D}$

$$L_{WD} = \frac{0,943 \times 4\,017\,616,63 \times 0,006 \times 6,633}{120,079} = 1\,255,640 \text{ lb/yr}$$

$$L_{WD} = 1\,255,640 \text{ lb/yr} = 0,57 \text{ ton/an}$$

IV.3.3 Emissions totales aux niveaux des RS : [9] (Réservoir de stockage)

Pour calculer les pertes pour un seul bac RS :

$$L_T = L_P + L_{WD}$$

$$L_T = 133\,377,512 + 1\,255,640 = 134\,633,152 \text{ lb/yr}$$

$$L_T = 134\,633,152 \text{ lb/yr} = 61,068 \text{ ton/an}$$

Emissions totales aux niveaux des 4 RS sont : $L_T \times 4$

$$\text{Emissions Totales RS} = 134\,633,152 \times 4 = 538\,532,608 \text{ lb/yr}$$

$$\text{Emissions Totales RS} = 538\,532,608 \text{ lb/yr} = 244,274 \text{ ton/an}$$

En volume:

$$\text{Emissions Totales} / W_L = 244,274 / 0,794792 = 307,343 \text{ m}^3/\text{an}$$

$$\text{Emissions Totales RS en volume} = 307,343 \text{ m}^3/\text{an}$$

IV.4 Emissions totales aux niveaux des RD et RS :

$$\text{Emissions Totales RD et RS} = \text{Emissions Totales RD} + \text{Emissions Totales RS}$$

$$\begin{aligned} \text{Emissions Totales RD et RS} &= 1\,701\,078,335 + 538\,532,608 \\ &= 2\,239\,610,94 \text{ lb/yr} \end{aligned}$$

$$\text{Emissions Totales RD et RS} = 2\,239\,610,94 \text{ lb/yr} = 1\,015,87 \text{ ton/an}$$

En volume:

$$\text{Emissions Totales} / W_L = 1\,015,87 / 0,794792 = 1\,278,158 \text{ m}^3/\text{an}$$

$$\text{Emissions Totales RD et RS en volume} = 1\,278,158 \text{ m}^3/\text{an}$$

IV.5 Eliminer validation de résultats :

Tableau IV.3 : Validation de la simulation avec les résultats de Khaldi et al [13]

paramètres	Valeurs de Khaldi et al [28]	Présenté étude
Puissance du compresseur W_{AC} [KW]	190205,38	205400000
Puissance de la turbine W_{TG} [kW]	340009,12	350400000
Puissance net W_{net} [MW]	1462	144000
Température des gaz d'échappement T_g [C°]	543,48	515.7
Pression des gaz d'échappement P_g [bar]	0,9040	0,9040
Le débit massique des gaz d'échappement m_g [Kg/s]	493,704	4888

La comparaison entre la présente étude et les résultats obtenus par les travaux de Khaldi et al. Pour les conditions de fonctionnement de design citées dans le tableau (V.2) a montré une bonne concordance. Le modèle Aspen HYSYS il donné de bons résultats.

IV.6 résultats de la simulation :

Ce tableau résume les résultats de simulation obtenus à l'aide du logiciel Aspen HYSYS v.8,6.

Tableau IV.4 : Résultats de simulation

Conditions de design (pleine charge)	Valeurs
Température ambiante (T_0)	6 °C
Pression ambiante (P_0)	0,904 bar
Température après compression	422,8 °C
Pression après compression	14,40 bar
Débit massique de l'air comprimé	477.77 Kg/s
Débit massique du combustible m_f	9,08 Kg/s
Température d'entrée de la turbine T_{TG-e}	1109 °C
Température des gaz d'échappement T_g	515,7 °C
Pression des gaz d'échappement P_g	0,9040 bar
Le débit massique des gaz d'échappement m_G	489,16 Kg/s
DTLM	139,7 °C
Débit massique de l'eau (m_{eau})	851,38 Kg/s
Puissance du compresseur W_{AC} [KW]	205400000 KW
Puissance de la turbine W_{TG} [kW]	350400000 KW
Puissance net W_{net} [MW]	144.889 MW

Conclusion générale

Conclusion générale

Notre travail est basé sur l'étude et l'estimation et la simulation des pertes par évaporation au niveau des réservoirs RD et RS du Département de Traitement Sud et leur utilisation pour produire de l'énergie électrique.

Tous les calculs de cette étude sont réalisés par l'application de la norme API en utilisant deux bulletins dédiés aux calculs des pertes au niveau des bacs de stockage.

➤ **Bulletin 2517** pour l'estimation des pertes par évaporation au niveau des bacs à toit flottant externe.

➤ **Bulletin 2518** pour l'estimation des pertes par évaporation au niveau des bacs à toit fixe.

Les résultats ont montré que les estimations de gaz torché par les bacs de stockage a été trouvé **1230,114 ton/an** et la simulation a montré que l'énergie électrique peut être utilisée pour couvrir les besoins de la Wilayat de Ouargla à **97%**.

En effet, les résultats trouvés par l'application de ces normes aux paramètres de l'année 2015, montre qu'il y a des pertes importantes de la production sous forme gazeuse, les plus importantes valeurs sont enregistrées au niveau des bacs a toit fixe RI), représentant ainsi 80% des pertes totale. Ces pertes sont justifiées par l'influence de plusieurs paramètres, tel que la TVR, la charge et le type de toit ; que nous avons détaillé. La plus grande partie de ces pertes par évaporation est brulée au niveau de la torche RD, alors que 20% de ces pertes échappent vers atmosphère les quelles résultent des gaz qui ont une influence destructive sur l'environnement.

Notre étude a éclairé l'importance Exploiter et la récupération des pertes par évaporation au niveau des bacs pour augmenter le gain de la production, et protéger l'environnement ; pour faire nous avons énumérer quelques recommandations.

Les procédés utilisés sont nombreux. Le choix en est déterminé par des considérations économiques.

1 - Diminution de la TVR

Les bacs sont utilisés pour recevoir et stocker un brut stable, du fait, il est recommandé de remettre en marche l'unité stable existante.

2 - Diminution de la hauteur de liquide exploité

On a vu au chapitre III, que les pertes diminuent avec la diminution de la hauteur du liquide exploité au niveau de bac à toit fixe.

3 - Interconnexion des phases gazeuses de plusieurs bacs

Conclusion générale

Les pertes sont réduites par le jeu des compensations entre les remplissages et les vidanges des différents bacs, mais il peut en résulter une certaine pollution et une modification des points d'inflammabilité.

4 - Connexion des phases gazeuses à un gazomètre

L'ensemble fonctionne à pression constante et à volume variable. Le gazomètre peut être de divers types :

- Vaporsphère
- Gazomètre sec ou poumon respirant (système Wiggins)

5 - Utilisation d'écrans flottants

Ce sont de grandes nappes circulaires en matière plastique, étendues sur la surface du liquide qui est ainsi isolé de la phase gazeuse, à l'exception de la petite surface annulaire constituant le jeu entre le bord de l'écran et la robe. La concentration de la phase gazeuse en hydrocarbure s'en trouve considérablement diminuée et on peut ainsi obtenir une réduction 80% à 90% des pertes totales.

6 – les résultats du gaz récupérée et de la simulation

Les résultats ont montré que l'énergie électrique peut être utilisée pour couvrir les besoins de la Wilayat de Ouargla à **97%**, Les estimation de gaz torché par les bacs de stockage a été trouvé **1230,114 ton/an**.

Références bibliographique

Références bibliographique

- [1] Djaber, M. (2020). MODELISATION ET OPTIMISATION DE SYSTEME DE PRODUCTION DE CHAMPS BENKAHLA (Doctoral dissertation, Université Kasdi Merbah Ouargla).
- [2] MIMOUNE, A., & SAADA, Z. Amélioration de la qualité du pétrole brut LDHP (Master's Mémoire).
- [3] عمامرة & عبيدة، زغدي، نصرات، العروسي، (2021). Etude d'identification des systèmes de sécurité liée au stockage et expédition des hydrocarbures.
- [4] CHAMAYOU, R. (2013). Réservoirs métalliques : stockage des liquides à température ambiante.
- [5] X-NORMAND.A-TREIL. Industrie du raffinage du pétrole (tome 1). Edition Technip PARIS .1985.
- [6] Elhouda, M. N. (2017). MEKHELFI Amina BOUALI Lynda Université Ouargla. Mars, 7.
- [7] Documents interne du service GPL1, Complexe industriel sud (CIS), Hassi Messaoud.
- [8] Toumi, C. (2021). Dimensionnement d'un réservoir métallique de stockage de 35000 m3 (Doctoral dissertation, Université Mouloud Mammeri Tizi-Ouzou).
- [9] Stricklin, E. Evaporation Loss Measurement from Storage Tanks; Class# 2150.1. Chesapeake Operating Inc, 6100.
- [10] API bulletin 2517 and 2519. "Manual of Petroleum Measurement Standards", chapter 19: "Evaporation loss Measurement", Section 1: "Evaporation loss from float roof Tank", Forth edition, October 2012. Page (2-10).
- [11] API bulletin 2517 and 2519. "Manual of Petroleum Measurement Standards", chapter 19: "Evaporation loss Measurement", Section 2: "Evaporation loss from float roof Tank". Second édition, Septembre 2003. Page (5-19).
- [12] Touat O, Belaidi F. Analyse énergétique et exégétique d'une centrale à gaz, université.
- [13] Khaldi, F. and Adouane, B. 'Energy and exergy analysis of a gas turbine power plant in Algeria', Int. J. Exergy, 2011. Faculty of Sciences, Department of Physics, University of Batna.
- [14] <http://www.sonatrach.com/nos-activites.html>. jourde vue 6/6/2015.