



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M...../IP/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie pétrochimique

Thème

**Contribution à l'étude de la récupération des vapeurs d'eau au niveau
du complexe GNL1/Z**

Présenté par

1-Salaheddine BENNAMA

2-Mahmoud Abdelbassit CHAOUCH

Soutenu le 01/07/ 2019 devant le jury composé de :

Président :	M R GHEZZAR	Grade : Professeur	Université de Mostaganem
Examineur :	F. ABED	Grade : MAA	IAP Arzew
Rapporteur :	B. ABSAR	Grade : MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

REMERCIEMENTS

Nous remercions Dieu le tout puissant pour sa bonté et sa bénédiction continuelle. Nos remerciements vont également à tous ceux qui nous ont soutenus d'une quelconque manière pour l'aboutissement de ce travail. Nous nommerons en particulier nos très chers professeurs que nous avons eu l'honneur de croiser durant notre cursus. Merci énormément pour votre disponibilité et pour tout ce que vous nous avez transmis. Plus le fait que vous soyez éducateur, vous êtes un model universel.

Nous remercions spécialement Dr. B. ABSAR, notre encadreur, qui malgré ses différentes occupations a décidé de nous orienter dans ce travail.

Nous tenons aussi à remercier Pr. M R GHEZZAR d'avoir accepté de présider le jury chargé de l'examen de ce travail. Nous ne pouvons oublier Monsieur F. ABDED de l'honneur qu'il nous fait d'examiner ce travail.

Nous ne saurions terminer sans témoigner toute notre gratitude à nos très chers amis pour leurs sympathies.

Merci de l'être.

DEDICACES

Je dédie ce modeste travail à tous ceux qui sont les prunelles de mes yeux. Mes parents, naturellement en premier pour leur amour inconditionnel et leur éducation. Toutes ces années durant, grâce à vos conseils et orientations, j'ai su maintenir le cap et garder de vue mon objectif.

A tous mes frères et sœurs pour leur attachement à ma personne. A mes amies et à une personne très chère et spéciale pour moi.

Table des matières

Introduction général et problématique

Introduction.....	1
Problématique	1

CHAPITRE I : Présentation du complexe GL1/Z

I.1 Introduction.....	4
I.2 Données significatives.....	4
I.3 Activité aval de la branche SONATRACH	5
I.4 Situation géographique	5
I.5 Localisation et configuration	6
I.5.1 Plan général du Complexe GL1/Z	7
I.6 Procédé de liquéfaction du gaz naturel du complexe GL1/z	8
I-6.1 Zone utilités	8
I-6.1.1 Production de vapeur	8
I-6.1.2 Production d'électricité	8
I-6.1.3 Circuit eau de mer	9
I.6.1.4 Production d'eau dessalée	9
I.6.1.5 Electro-Chloration	9
I.6.1.6 Production d'azote	9
I.6.1.7 Production d'air comprimé	9
I.6.1.8 Réseau de gaz combustible	10
I.6.2 Zone process	10
I.6.2.1 Section(01): Décarbonatation.....	10
I.6.2.2 Section (02): Déshydratation	11
I.6.2.3 Section (03): Boucle propane	12
I.6.2.4 Section (04): Séparation des lourds	12
I-6.2.6 Section (05): Boucle MCR	13
I-6.2.6 Section (06): Liquéfaction	14
I.6.2.7 Section (07): Déméthanisation	14
I.6.2.8 Section (08): Dééthanisation	15
I.6.2.9 Section (09): Dépropanisation	15
I.6.2.10 Section (10): Débutanisation	15
I.6.3 Zone stockage et chargement	16

Table des matières

I.6.3.1 Stockage du GNL	16
I.6.3.2 Stockage de la gazoline	17
I.6.3.3 Chargement.....	17
I.6.4 Schéma de principe du procédé	18
I.7 Généralités sur le réseau vapeur.....	19
I.8 Description générale de la chaudière process	19
I.8.1 Description et fonctionnement de la chaudière	20
I.8.2 Description des éléments de la chaudière	21
I.8.2.1 Le dégazeur	21
I.8.2.1.1 Principe de fonctionnement général.....	21
I.8.2.1.2 L'économiseur.....	21
I.8.2.2 Le ballon supérieur.....	22
I.8.2.3 Le ballon inférieur.....	22
I.8.2.4 Le surchauffeur et le désurchauffeur.....	22
I.8.2.5 Le ventilateur à tirage forcé.....	23
I.8.2.6 Les brûleurs.....	24
I.9 Système d'interconnexion de vapeur – condensat.....	23
I.10 Production et distribution de la vapeur.....	24
I.11 Production et distribution de la vapeur des utilités.....	24
I.11.1 Chaudières des utilités.....	24
I.11.2 Réseau de distribution de vapeur des utilités.....	24
I.12 Production et distribution de la vapeur de process.....	25
I.12.1 Réseau de distribution de vapeur.....	25
Chapitre II : Valorisation et récupération des vapeurs	
II.1 Introduction.....	27
II.2 L'effet de serre.....	27
II.3 Les gaz à effet de serre.....	28
II.4 La vapeur d'eau.....	28
II.5 Effets des activités humaines.....	29
II.6 valorisation de la vapeur d'eau.....	29
II.6.1 Introduction.....	29
II.6.2 Turbine à vapeur	30
II.6.2.1 Définition.....	30

Table des matières

II.6.2.2 Types.....	30
II.6.2.3 Efficacité.....	30
II.6.3 production d'électricité.....	30
II.7 La Réduction des émissions.....	31
II.7.1 Récupération de l'excès de vapeur généré.....	31
II.7.2 Le CO ₂	32
II.7.3 La Réduction des émissions de CO ₂	32
II.7.2.1 Réduire la consommation d'énergie.....	32
II.7.2.2 Réduire le contenu carbone de l'énergie.....	32
II.7.3 Captage du CO ₂	32
II.7.4 Procédé de récupération proposé.....	33

Chapitre III : Dimensionnement des équipements

III.1 Introduction.....	34
III.1.1 Bilan qualitatif et quantitatif.....	34
III.2 Dimensionnement de l'échangeur.....	34
III.2.1 Caractéristiques de l'échangeur de chaleur.....	35
III.2.2 Calcul thermique.....	35
III.2.2.1 Quantité de chaleur côté calandre.....	35
III.2.3 Calcul du débit d'eau de refroidissement.....	37
III.2.4 Calcul de l'écart logarithmique moyen de température.....	37
III.2.5 Calcul du Facteur de correction F.....	38
III.2.6 Calcul de la surface disponible Ad.....	38
III.2.7 Calcul du nombre de tubes.....	38
III.2.8 Calcul des pertes de charge.....	39
III.2.8.1 Calcul de perte de charge côté tubes.....	39
III.2.8.1.1 Détermination de facteur de frottement de Moody.....	39
III.2.8.1.2 Calculons le nombre de Reynolds côté tubes à la température moyenne de 31°C	39
III.2.8.2 Calcul de perte de charge côté calandre.....	40
III.2.8.2.1 Calcul du nombre de chicanes.....	40
III.2.9 Calcul du coefficient de film interne (hi) côté tubes.....	41
III.2.10 Calcul du coefficient de film interne (h0) côté calandre.....	42
III.2.11 Calcul du coefficient de la résistance d'encrassement globale Rs.....	42
III.2.12 Calcul de coefficient d'échange global propre Up.....	42

Table des matières

III.2.13 Calcul du rapport des deux coefficients globaux.....	42
III.3.1 Caractéristiques de l'échangeur de chaleur.....	43
III.3.2 Calcul thermique.....	43
III.3.2.1 Quantité de chaleur côté calandre.....	43
III.3.3 Calcul du débit d'eau de refroidissement.....	45
III.3.4 Calcul de l'écart logarithmique moyen de température.....	45
III.3.5 Calcul du Facteur de correction F.....	45
III.3.6 Calcul de la surface disponible Ad.....	46
III.3.7 Calcul du nombre de tubes.....	46
III.3.8 Calcul des pertes de charge.....	47
III.3.8.1 Calcul de perte de charge côté tubes.....	47
III.3.8.1.1 Détermination de facteur de frottement de Moody.....	47
III.3.8.1.2 Calcul du nombre de Reynolds côté tubes à la température moyenne de 31°C	47
III.3.8.2 Calcul de perte de charge côté calandre.....	47
III.3.8.2.1 Calcul du nombre de chicanes.....	48
III.3.9 Calcul du coefficient de film interne (h_i) côté tubes.....	49
III.3.10 Calcul du coefficient de film interne (h_0) côté calandre.....	50
III.3.11 Calcul du coefficient de la résistance d'encrassement globale R_s	50
III.3.12 Calcul de coefficient d'échange global propre U_p	50
III.3.13 Calcul du rapport des deux coefficients globaux.....	50
III.3.14 Tableau récapitulatif.....	50
III.4 Fiche technique du condenseur	51
III.5 Méthode de dimensionnement du bac de stockage.....	52
III.5.1 choix du réservoir de stockage.....	53
III.5.1.1 Critères de choix.....	53
III.5.2 Détermination préliminaire des dimensions du réservoir.....	53
III.5.3 Dimensionnement mécanique.....	54
III.5.3.1 Calcul de l'épaisseur de la virole.....	54
III.6 Calcul des dimensions du bac de stockage.....	54
III.6.1 Calcul du diamètre intérieur du réservoir.....	54
III.6.2 Calcul de la hauteur de l'eau dans le réservoir.....	55
III.6.3 Calcul de la hauteur libre du niveau de l'eau jusqu'à la couverture.....	55
III.6.4 Calcul de la hauteur totale du cylindre.....	55

Table des matières

III.7 Conclusion.....	56
Chapitre IV : Simulation avec Hysys	
IV.1 Généralités sur la simulation.....	57
IV.1.1 définition.....	57
IV.1.2 Présentation du logiciel de simulation.....	57
IV.1.3 Généralités sur Hysys.....	57
IV.1.3.1 introduction.....	57
IV.1.3.2 Mode de fonctionnement.....	58
IV.1.3.3 Domaine d'application.....	58
IV.1.3.4 Fonctionnement de HYSYS.....	58
IV.1.3.5 Structure générale du HYSYS.....	58
IV.2 Simulation du procédé proposé pour la récupération des gaz de vapeur.....	59
I.V.2.1 Simulation du procédé proposé pour la récupération des gaz de vapeur 'complexe GNL1/Z.....	59
IV.2.2 Simulation du procédé proposé pour la récupération des gaz de vapeur 'complexe GNL2/Z.....	59
IV.3 Résultats de la simulation.....	61
IV.3.1 composition de Stream final après récupération (GL1/Z).....	61
I.V.3.2 composition de Stream final après récupération (GL2/Z).....	61
IV.4 Conclusion.....	62
Conclusion générale	
Conclusion générale	63

Résumé

Le réchauffement du climat observé actuellement s'explique très probablement par l'intensification des gaz à effet de serre, ce qui rend urgent le déploiement dans le monde entier, des technologies de réduction des émissions de gaz à effet de serre.

Dans ce travail, un procédé a été proposé pour la récupération des vapeurs d'eau. Il est composé des équipements suivants :

- Un collecteur
- Des conduites
- Un échangeur
- Un ballon de séparation
- Un bac de stockage

Le procédé consiste à récupérer les vapeurs rejetées vers l'atmosphère par les 6 trains dans un collecteur. Ces vapeurs passent ensuite dans un échangeur. L'eau ainsi obtenue sera pompée vers un bac de stockage pour une nouvelle réutilisation.

Mots clés : Effet de serre, récupération de vapeur, GNL1/Z, dimensionnement, simulation

Introduction

La qualité du climat est un bien collectif mondial pur, parce que personne ne peut être exclu de son usage et parce qu'il n'y a pas de rivalité autour de sa consommation. Le réchauffement climatique est donc un des « maux publics globaux » symétrique à la qualité du climat, à priori correctement appréhendé par la croissance des émissions de gaz à **effet de serre (GES)**. Quel que soit leur lieu d'émission, les gaz à **effet de serre** se diffusent dans l'atmosphère, engendrant des modifications climatiques généralisées, nocives à terme pour l'ensemble de la planète.

Les gaz à **effet de serre** sont reconnus pour être les grands responsables du réchauffement climatique, le protocole de **Kyoto** contraint les pays développés à réduire de **5,2 %** en moyenne leurs émissions de **GES** sur la période **2008-2012**. Selon le Groupe intergouvernemental d'experts sur l'évolution du climat (**GIEC**), il faudrait réduire de plus de moitié les émissions mondiales à l'horizon **2050**.

La croissance de la demande énergétique mondiale ne permettra pas de s'affranchir rapidement l'utilisation des énergies fossiles (pétrole, gaz naturel et charbon), principales émettrices de gaz à **effet de serre**. Pour concilier l'utilisation de ces ressources et la maîtrise des émissions responsables du réchauffement climatique, la récupération et le stockage de la vapeur d'eau sont une voie très prometteuse, aux enjeux économiques et industriels considérables.

Dans le présent travail, nous présentons un procédé de récupération de la vapeur d'eau rejetée vers l'atmosphère.

Le mémoire comporte trois parties :

- Une partie théorique composée de deux chapitres, l'un, donnant une description du complexe **GNL1/Z** et le réseau de vapeur, l'autre, présentant **l'effet de serre**.
- Une partie calcul et simulation, composée de deux chapitres : le premier traite exclusivement du dimensionnement des équipements du procédé. Le deuxième présente une modélisation et une simulation du procédé proposé.

Problématique

Lors des différentes utilisations de vapeur pour le fonctionnement de plusieurs équipements (turbine; rebouilleurs ;...), il y a de la vapeur qui s'échappe vers l'atmosphère pour des raisons de fuite, d'étanchéités, de purges et autres. Cependant, la quantité de vapeur qui s'échappe vers l'évent des postes de détente de **3,45 bars** au niveau du complexe **G11/Z** et **4.5**

bars au niveau du complexe **GL2/Z** est la plus importante. La figure ci-dessous représente l'historique d'excès de vapeur envoyée vers l'évent au courant du mois d'Avril.

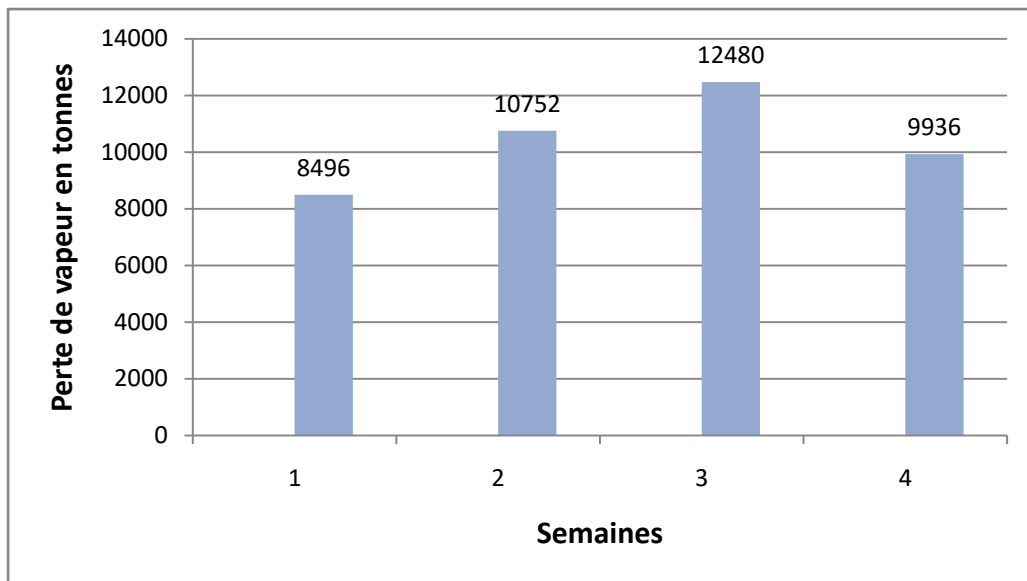


Figure.0.1 : Histogramme de la perte de vapeur

Après avoir étudié l'historique des pertes de vapeur ci haut, nous pouvons dire que la perte est énorme durant la **3e** semaine.

Courant cette semaine, l'arrêt de plusieurs trains a été enregistré ce qui a malheureusement entraîné la perte énorme (**12480 tonnes**) de vapeur.

Pour pallier à ce problème, nous proposons l'installation d'un condenseur pour récupérer cet excès de vapeur.

Pour remédier au problème cité, nous avons proposé un procédé de récupération composé de condenseur, évènements et un ouvrage de stockage. Ce dispositif est préconisé dans le cas du complexe GL1/Z. La figure suivante présente le schéma du procédé en question.

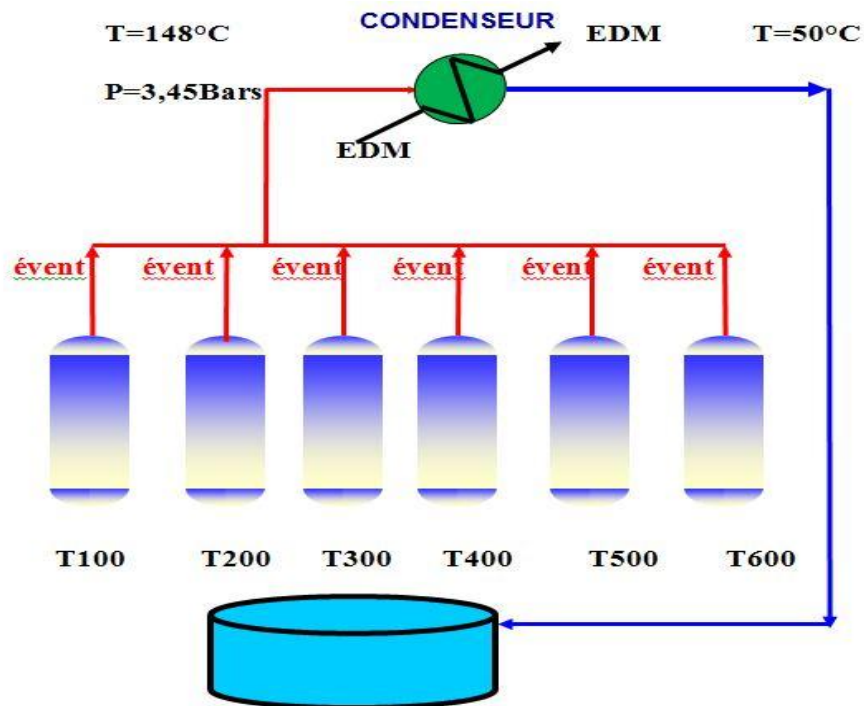


Figure 0.2 : Schéma du procédé de récupération de l'excès de vapeur proposé (GL1/Z)

Afin de comparer l'efficacité du procédé avec d'autres complexes, nous avons pris le cas du complexe GNL2/Z.

Le condenseur sera installé en aval des événements des six (06) postes de détente entre le train 400 et 500 en raison de leur proximité du dégazeur et aura pour fonction la récupération de l'excès de vapeur 3,45/4.5 bar dont ils évacuent vers l'atmosphère .

Le condenseur comporte deux côtés pour l'opération de condensation. C'est un échangeur de chaleur à tubes-calandre.

Le côté « tubes » contient un faisceau de tubes pour la circulation de fluide froid à 22 °C (l'eau de mer). L'EDM passe dans les tubes pour réaliser la condensation complète du vapeur d'eau puis quitte le condenseur à 40°C.

Le côté calandre représente l'enveloppe cylindrique entourant le faisceau tubulaire. Les chicanes assurent la condensation complète sur la surface d'échange et l'augmentation de temps de séjour de fluide chaud (vapeur d'eau). Le fluide chaud entre la calandre à 148°C ; échange de la chaleur avec l'eau de mer puis quitte la calandre à 50°C. Le liquide (l'eau distillée) se dirige vers un bassin pour être réutilisé pour la chaudière.

I.1 Introduction

Le Complexe industriel de liquéfaction du gaz naturel (**GL1/Z**) est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société **SONATRACH en Algérie**.

La transformation des hydrocarbures est une des activités de l'entreprise **Sonatrach** depuis plus de trois décennies. La liquéfaction du gaz naturel, industrie induite par l'émergence du marché mondial du gaz, fait partie de cette branche d'activité. L'appareil de production de **GNL** exploité par **Sonatrach** à **Bethioua (Arzew)**, à l'Ouest du pays, est composé de trois complexes dénommés par codifications : **GL1/Z**, **GL2/Z** et **GL3/Z**, leurs implantations font partie du pôle industriel pétrochimique et gazier de la région, une des plus importantes concentrations industrielles du pays.

Comme toutes créations industrielles d'envergure, le Complexe **GL1/Z** a franchi des étapes qui sont autant d'événements marquant de son histoire récente.

Le **16 juin 1973**, a marqué la pose par le défunt président Houari Boumediene de la première pierre pour la construction de l'usine. En charge du projet, et pour le compte de **Sonatrach**, la société américaine **BECHTEL**, engage les travaux de réalisation le **20 février 1978**. Cinq années après, le Complexe entre en production et les premières livraisons de **GNL** sont effectuées à destination des **Etats Unis**.

Janvier 1993, les travaux du projet de rénovation du Complexe sont lancés, avec comme objectifs : la fiabilité, la sécurité et l'augmentation à **110%** de la capacité de production de l'unité par l'installation d'un système de contrôle numérique (**DCS**) vu sa conception en redondance des modules stratégiques qui a conduit à l'amélioration de sa fiabilité, de la vitesse d'exécution d'où l'augmentation de la production.

I.2 Données significatives

- Un potentiel humain hautement qualifié.
- Une législation très attractive et très compétitive en matière d'hydrocarbures.
- Des bassins sédimentaires à haut potentiel largement sous exploitation.
- Une expertise après **30** années dans le domaine de l'exploitation et du développement des champs.
- Une grande expérience dans l'industrie du gaz.

- Une situation géo-économique privilégiée, avoisinant l'important marché de l'Union Européenne et ouverte sur le reste du monde.
- Une liste de références très importante en matière de partenariat.

I.3 Activite aval de la branche SONATRACH

Cette activité a pour missions essentielles d'exploiter les unités existantes de liquéfaction de gaz naturel et de séparation des **GPL**, de mettre en œuvre le plan de développement de l'Aval pétrolier et gazier et suivre la gestion du portefeuille des filiales et participations confié au **Holding RCH** (Raffinage et Chimie).

Elle englobe :

- ✓ Quatre complexes de liquéfaction de gaz naturel : **GNL**.
- ✓ Deux complexes de séparation des : **GPL**.
- ✓ Trois filiales de production industrielle : **NAFTEC** (Raffinage), **ENIP** (Pétrochimie) et **HELIOS** (Hélium).
- ✓ Trois filiales de service : **SOMIZ** (Maintenance Arzew), **SOMIK** (Maintenance Skikda) et **SOTRAZ** (Transport).
- ✓ Deux entreprises de gestion de zone industrielle : **EGZIA**(Arzew) et **EGZIK** (Skikda).

I.4 SITUATION GEOGRAPHIQUE

Les installations sont réparties comme suit :

Arzew et Bethioua :

- **03** complexes de GNL: **GL1Z-GL2Z-GL3Z**
- **02** complexes de GPL: **GP1Z-GP2Z**
- **01** complexe de Raffinage: **RA1Z**
- **01** complexe de Pétrochimie: **CP1Z**
- **01** unité d'hélium: **HELIOS**

Skikda :

- **01** complexe de GNL: **GL1K**
- **01** complexe de Raffinage: **RA1K**
- **01** complexe de Pétrochimie: **CP1K**
- **02** filiales de service : **SOMIK-EGZIK**

Alger :

- **01** complexe de Raffinage

HassiMessaoud :

- **01** complexe de Raffinage

In Amenas :

- **01** complexe de Raffinage

I.5 Localisation et configuration

Le Complexe **GL1/Z** est situé au Nord de Bethioua, et au sud du port d'Arzew El-Djedid à **7 km** de la ville d'Arzew, il couvre une superficie de **72 hectares**, et se compose notamment de plusieurs zones comme le montre la figure **I-1**.

a) Zone de production :

Elle est constituée de **six** unités de liquéfaction appelées **trains** qui sont identiques, tant dans leur design que dans leur fonctionnement. En effet, vu de près, les caractéristiques et les configurations, issues d'un même engineering industriel, expliquent leur autonomie de fonctionnement pour la liquéfaction du gaz naturel.

b) Zone de stockage :

Face aux trains, côté mer, se trouve la zone de stockage et d'expédition de **GNL**. Cette zone comprend **03** bacs aériens de **GNL** d'une capacité de **100.000m³** chacun, le complexe dispose de **02** postes de chargements pour méthaniers de **50.000m³** à **125.000m³**.

c) Zone de pompage :

C'est une zone qui sert à l'acheminement du **GNL** des bacs de stockage vers les pieds de chargements.

d) Zone des utilités :

Le survol du Complexe, à l'est des trains, nous montre le bassin eau de mer, aménagé près des pompes, à proximité des installations de la prise d'eau de mer effectuée au moyen de **06 pompes**, à raison de **35.000m³/h**, chacune alimentant les installations en eau de refroidissement. L'eau de mer est traitée au chlore avant son utilisation pour les besoins d'exploitation. L'hypochlorite de sodium est produit par l'**unité d'électro-chloration** acquise dans le cadre du projet de rénovation du complexe. **Six unités de dessalement** d'une capacité de production unitaire de **45 m³/h**, fournissent l'eau distillée utile aux **chaudières** pour la production de vapeur. L'électricité nécessaire au fonctionnement du complexe est fournie par **03 turbogénérateurs** de **18 mégawatts** chacun, le réseau électrique du complexe est couplée au réseau national **SONELGAZ**. **Trois chaudières** haute pression et **une chaudière** basse

Présentation du complexe

pression sont prévues pour la production de l'électricité et l'eau distillée au niveau de la zone utilité.

Le complexe est doté d'un ensemble intégré de chaudières, composé de **17 chaudières process**, d'une capacité unitaire de **136 t/h**, et **04 chaudières** d'une capacité unitaire de **400 t/h** de vapeur surchauffée, requise pour l'entraînement des compresseurs et les besoins des procédés.

Les chaudières 400 t/h ont été acquises dans le cadre du projet de rénovation du Complexe.

Les chaudières 136 t/h acquises durant la construction du complexe étaient mises en service en **1978**, à ce titre, les utilités, de par les services d'appoints assurés pour une bonne marche du complexe représentent un maillon vital dans le processus de fabrication du **GNL**.

Le complexe dispose d'un réseau rejet torche composé d'une **torche chaude**, d'une **torche froide** et d'une **torche** pour les vapeurs des bacs de stockage de **GNL**.

I.5.1 Plan général du Complexe GL1/Z

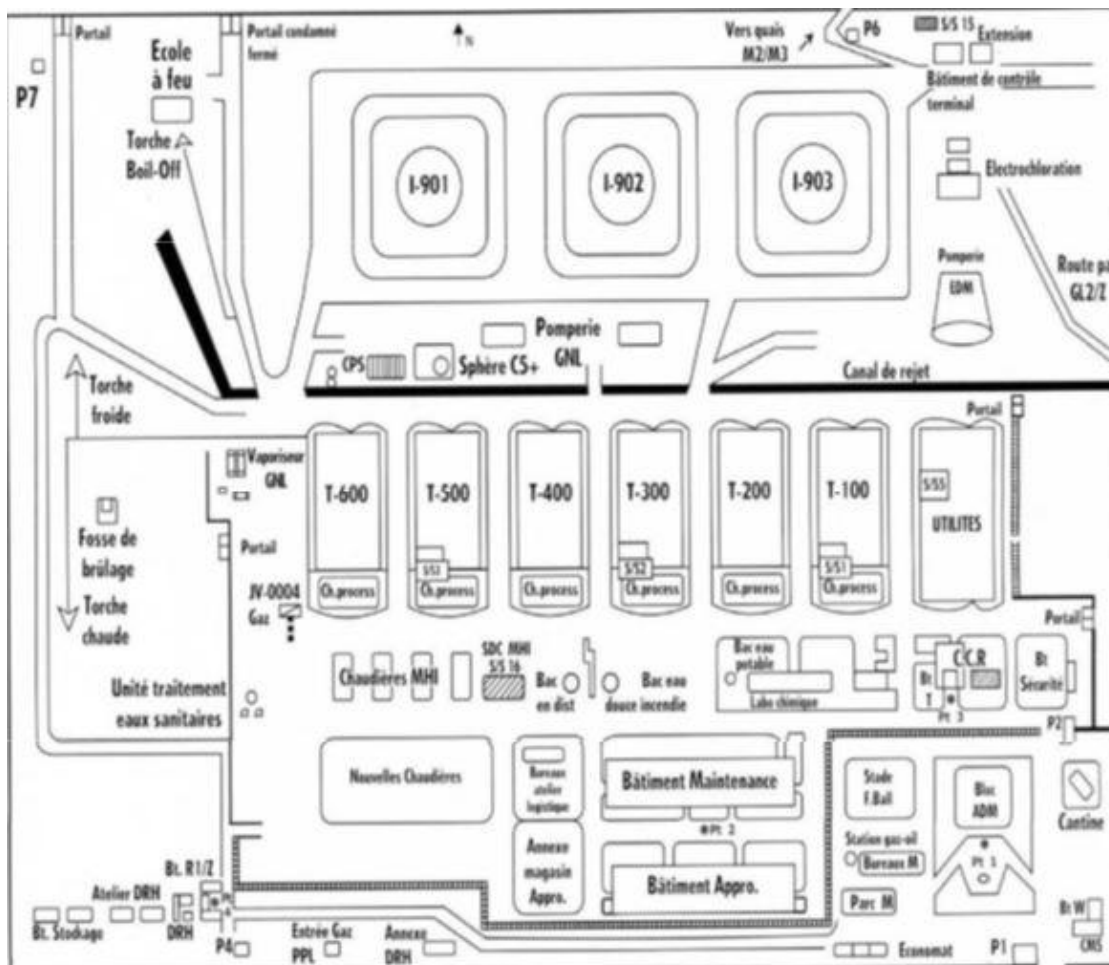


Figure I.1 : Plan général du Complexe GNL1/Z

I.6 Procédé de liquéfaction du gaz naturel du complexe GL1/Z

Le complexe **GL1/Z** utilise un procédé de liquéfaction de type **APCI** (Air Product & Chemical Incorporation) avec une capacité de production théorique de **53220 m³ GNL /jour** et cela pour les six trains existant à raison de **8870m³ GNL /jour** pour chaque train.

Avec deux bras de chargement pour charger **les méthaniers** et une capacité de stockage de **300.000 m³ de GNL**, le complexe **GL1/Z** est composé de trois zones distinctes :

1. Zone utilités
2. Zone process
3. Zone stockage et chargement

I-6.1 Zone utilités :

Cette zone assure la fourniture de toutes les utilités en ce qui concerne la production de vapeur, d'électricité, d'air comprimé, en eau distillée, d'azote en plus d'un réseau de gaz combustible.

Au niveau de cette zone on rencontre essentiellement :

- ✓ Les **chaudières**.
- ✓ Les **unités de dessalement**.
- ✓ Les **installations servant pour la production d'azote**.

I-6.1.1 Production de vapeur

La production de la vapeur joue un rôle important en tant que source d'énergie pour le fonctionnement de divers équipements à savoir :

- ✓ **Les turbogénérateurs** : production d'électricité
- ✓ **Les turbocompresseurs** : compression de gaz **KT (110/120/121/130)**
- ✓ **Les réchauffeurs** : pour l'échange de chaleur
- ✓ **Les turbo-pompes** : pour le fonctionnement des pompes.

Cette vapeur est produite par un ensemble de :

- ✓ **17** chaudières capables de produire **115 tonnes de vapeur/heure** à **62 Bars** et **442°C**.
- ✓ **04** chaudières de **400 tonnes/heure** chacune à **62 Bars** et **442 °C**.
- ✓ **03** chaudières de **91tonnes/heure** chacune à **62 Bars** et **442 °C**.
- ✓ **01** chaudière basse pression capable de produire **51tonnes de vapeur/heure** à **27 Bars**.

I-6.1.2 Production d'électricité

La production d'électricité est assurée par **trois (TG)** turbogénérateurs de puissance de **18 Mwatts** chacun. Les besoins du complexe sont de l'ordre de **36 M watts**. En plus de la

production des **TG** il dispose d'une source complémentaire (réseau **SONELGAZ**) pour une éventuelle compensation de l'énergie en cas de nécessité.

I-6.1.3 Circuit eau de mer

L'eau de mer est utilisée dans le complexe comme réfrigérant dans les différentes unités du complexe particulièrement comme source chaude des cycles frigorifiques et comme source froide des cycles de vapeur et par ailleurs l'eau de mer sert aussi pour la production d'eau dessalée.

L'eau de mer est pompée à partir du grand bassin par les **six pompes** de repère **J601/J602/J603/J604/J605/J606** avec deux boites de distribution l'une servant à alimenter les trains de process **100/200/300** utilités et l'autre pour les trains de production **400/500/600**.

I.6.1.4 Production d'eau dessalée

L'eau dessalée est produite à partir des **unités de dessalement**. Cette zone comprend **six** unités de dessalement en parallèle produisant **45 m3** d'eau dessalée chacune.

A noter que le complexe s'est doté récemment d'un nouveau type de dessaleur soit **l'éjectocompresseur**.

Cette eau sert à alimenter les chaudières pour la production de vapeur, entre autre cette eau dessalée est utilisée aussi comme fluide de refroidissement pour certains équipements mécaniques tels que les pompes etc.

I.6.1.5 Electro-Chloration

La chloration des eaux de mer a pour but d'empêcher le développement des substances marines vivantes telles que les moules pouvant se proliférer et causant un bouchage ou une obstruction au niveau des **condenseurs** à eau de mer.

I.6.1.6 Production d'azote

L'azote est utilisé dans le complexe comme fluide de sécurité pour les opérations d'inertage lors du démarrage des unités d'exploitation. L'azote est produit à partir de l'air ambiant, faisant l'objet d'un traitement de séparation.

I.6.1.7 Production d'air comprimé

Les organes d'instrumentation tels que les **régulateurs** et les différentes **vannes** sont à commande pneumatique. L'air instrument subit au préalable un séchage et ce pour éviter une corrosion ou une dégradation des organes d'instrumentation.

Les besoins du complexe sont estimés à **4600 m3** d'air. Cet air est fourni par **cinq compresseurs** centrifuges avec une pression de refoulement de **10 bars** stocké au niveau des ballons récepteur d'air instrument.

I.6.1.8 Réseau de gaz combustible

Le réseau du gaz combustible assure l'alimentation de toutes les chaudières du complexe ainsi que les veilleuses des torches.

I.6.2 Zone process

Le complexe **GL1/Z** comprend six trains de liquéfaction identiques d'une production en parallèle.

Chaque train de liquéfaction est composé de **10** sections suivantes :

Section **01** : décarbonatation.

Section **02** : déshydratation.

Section **03** : boucle de propane.

Section **04** : séparation des lourds.

Section **05**: boucle MCR.

Section **06** : liquéfaction.

Section **07**: déméthanisation.

Section **08** : dééthanisation.

Section **09** : dépropanisation.

Section **10** : débutanisation.

I.6.2.1 Section(01): Décarbonatation

La fonction de cette section consiste à éliminer le **CO₂** contenu dans le gaz naturel, car celui-ci porté à une basse température de l'ordre de (**-70°C**) se solidifie et forme des bouchons de glace causant une obstruction des canalisations de service. Par ailleurs le **CO₂** a un comportement assez particulier en matière de corrosion ou la pression partielle du **CO₂** contrôle le phénomène de corrosion. Pour ce traitement de la décarbonatation il est fait usage d'une amine appelée (**MEA**) soit le **Mono Ethanol Amine (C₂H₅ONH₂)** cette amine a le pouvoir d'absorber le **CO₂** présent dans le gaz naturel.

La décarbonatation comporte deux étapes importantes à savoir

- ✓ L'absorption
- ✓ La régénération

a) Absorption

L'absorption du **CO₂** par la **MEA** est un transfert de matière qui consiste à retenir le **CO₂** du gaz naturel vers la **MEA** et dépend du gradient de concentration du **CO₂** dans le **MEA** dont le but est de purifier ce gaz naturel. A noter que l'absorption se fait à basse température et sous une haute pression avec les paramètres suivants : (**T : 38 °C et P : 40 Bars**).

b) Régénération

La régénération de la **MEA** est une opération de distillation classique qui consiste à purifier cette amine pour être réutilisée dans la section de décarbonatation. Cette opération de régénération s'effectue sous les conditions suivantes : une basse pression avec une haute température (**0,7 bar** et **107 °C**).

Par l'effet de la température de rebouilleur ; le **CO₂** est éliminé en tête de **colonne (F502)** et la **MEA** considérée comme relativement pure est soutirée du fond de colonne de régénération pour être réutilisée dans la **colonne d'absorption (F501)** et par conséquent le **cycle fermé** est assuré.

I.6.2.2 Section (02): Déshydratation

Le gaz sortant de la **colonne (F502)** est humide par le fait qu'il a absorbé l'eau de la solution **MEA** (La teneur doit être réduite à moins de **1 ppm**), il est donc refroidi à (**21 °C**) à travers le **refroidisseur (E521)** par le propane (**6.9 bar** et **18 °C**), puis envoyé dans le **séparateur (G787)** où environ **60%** d'eau recueillie au fond est décantée.

Le gaz refroidi sortant du ballon à (**20 °C** et **41 bar**), est alors envoyé vers le **sécheur (R310)** ou bien vers (**R311**) où la vapeur d'eau contenue dans le gaz est adsorbée par la couche de tamis moléculaire ; chacun des sécheurs à une capacité d'adsorption d'un cycle de séchage de **12 heures**.

A la sortie du sécheur il existe des **filtres (P312A /B)** servant à la récupération des particules solides pouvant éventuellement provenir de l'effritement ou la dégradation du tamis moléculaire des sécheurs.

- **Régénération des sécheurs**

En cours de production, le sécheur en service adsorbe l'eau contenue dans le gaz naturel, jusqu'à saturation. Arrivé à cette étape, le second sécheur est mis en exploitation pour assurer la continuité du process et le sécheur saturé est mis en régénération.

Cette régénération consiste à l'élimination de l'eau adsorbée par le tamis moléculaire, sous l'effet du gaz naturel porté à une température de (**260 °C**) et sous pression de (**40 bar**) mais disposé en sens inverse du circuit de fonctionnement dans l'enceinte du sécheur.

- **Démérisation du GN**

La démercurisation est une opération importante dans le traitement de transformation du gaz naturel. Cette installation consiste à piéger le mercure (**Hg**) contenu dans le gaz et ce pour éviter que le mercure attaque particulièrement les équipements en Aluminium (**Al**) comme le cas de l'échangeur principal de la section de liquéfaction. Le **démérisateur (R312)** est garni

d'une charge interne d'un produit à base de carbone et de soufre servant à adsorber le mercure contenu dans le gaz naturel. A la sortie du démercuriseur il existe des **filtres (P314A /B)** servant à la récupération de toute trace de mercure. Le gaz sortant de cette section ne doit pas dépasser une concentration **7 nanogrammes** de mercure.

I.6.2.3 Section (03): Boucle propane

Le compresseur de propane est une machine unique à **trois** étages de compression, le propane gazeux sous basse pression provenant du ballon d'aspiration premier étage le **(G785)** est comprimé de **(0,23 bar, -37 °C)** à **(12 bar, 68 °C)** par le **compresseur (K110)**. A l'admission du deuxième étage, il est rejoint par le propane gazeux moyenne pression **(3,2 bar, -4 °C)** et à l'admission du troisième étage par le propane gazeux haute pression **(6,9 bar, 18 °C)**.

La vapeur de refoulement du **(K110)** est d'abord refroidie dans le **désurchauffeur (E513)** par l'eau de mer jusqu'à **(43 °C)**, ensuite condensée dans le **condenseur (E514A/B)** par l'eau de mer à contre-courant jusqu'à **(37 °C)**. Le propane liquide est recueilli dans l'**accumulateur (G786)** d'où il est envoyé dans le **ballon d'aspiration** du troisième étage **(G791)** pour y être détendu à **(6,9 bar, 18°C)**, la vapeur du **(G791)** est renvoyée à l'admission du troisième étage du **compresseur (K110)** et le liquide est envoyé dans le **ballon d'aspiration** du deuxième étage **(G790)** avant d'être détendu à **(3,2 bar, - 4 °C)**, la vapeur du ballon **(G790)** est renvoyée à l'admission du deuxième étage du **compresseur (K110)** et le liquide est envoyé dans le **ballon d'aspiration** du premier étage **(G785)** avant d'être détendu à **(0,23 bar, -37 °C)**, seule la vapeur du ballon **(G785)** est renvoyée à l'admission du premier étage du **compresseur (K110)**.

I.6.2.4 Section (04): Séparation des lourds

- **Pré-refroidissement**

Avant d'introduire le gaz naturel dans la section de séparation de la tour de lavage, il subit un pré-refroidissement pour que sa température soit portée à **(-34 °C)** à travers les deux **échangeurs (Schiller) (E522)** puis le **(E524)**. Ces équipements sont des échangeurs classiques sauf que leur l'isolation thermique compte énormément afin d'éviter les pertes frigorifiques. Le pré-refroidissement s'effectue à l'aide du propane comprimé à partir d'un **turbocompresseur(K110)**. Puis entre dans la tour de lavage après avoir été mixé avec du gaz moins froid a une température de **(-26°C)** par la **vanne (TV442)**.

- **Séparation des lourds**

La séparation est une étape importante dans le cycle de liquéfaction du gaz naturel. Après pré-refroidissement, le gaz est acheminé dans une tour de séparation (**F711**). A ce stade la séparation est une distillation classique qui sépare le produit en deux phases bien distinctes : produits lourds et produits léger. Le gaz entre dans la **tour de lavage** au niveau du **9ème** plateau ou il aura une séparation entre phase légère et phase lourde par le reflux.

La phase lourde sera acheminée vers le fractionnement et la phase légère (**gaz**) suivra son chemin vers la section (**06**) liquéfaction.

I.6.2.5 Section (05): Boucle MCR

Le **MCR** (Multi Component Rrefrigerant) basse pression (**1,7 bar, -34 °C**) provenant du ballon d'aspiration premier étage le (**G788**) est comprimé à (**11 bar, 68°C**) par le **compresseur MCR** du premier étage le (**K120**), refroidi jusqu'à (**32°C**), dans le **refroidisseur intermédiaire** (**E511**), recueilli dans le **ballon d'aspiration** du deuxième étage le (**G789**), comprimé une second fois à (**44 bar, 133 °C**) par le **compresseur MCR** du deuxième étage le (**K121**), refroidi à (**32 °C**) dans le **refroidisseur secondaire** le (**E512**) par l'eau de mer.

Le **MCR** est refroidi à (**42 bar, 0°C**) dans le (**E525A/B**) par du propane Moyenne Pression, ensuite à (**40 bar, -33°C**) dans le (**E526A/B**) par du propane Basse Pression. Les vapeurs du **MCR** sont séparées des composants lourds du **MCR** qui sont condensés dans le **séparateur** (**G780**), les vapeurs et les liquides traversent **l'échangeur principal** (**E520**) dans des **serpentins** distincts.

A l'extrémité chaude, les liquides sont sous-refroidis et détendus jusqu'à (**28 bar, -128 °C**) à travers la **vanne** (**FV615**) et réinjectés dans la partie calandre du (**E520**) pour assurer le refroidissement de son extrémité chaude.

Les vapeurs sont liquéfiées dans l'extrémité froide du (**E520**), détendues jusqu'à (**26 bar, -154°C**) à travers la **vanne** (**CRV506**) et réinjectées dans la partie calandre pour assurer le refroidissement de l'extrémité froide. Le **MCR** s'écoule vers le fond du (**E520**) en formant ces vapeurs au fur et à mesure qu'il s'échauffe où il est renvoyé à l'état vapeur au ballon (**G788**) à (**1,7 bar, -34 °C**) pour achever le cycle. Les composants d'appoint (méthane, éthane, propane et azote) provenant de l'unité de fractionnement et de l'installation de production d'azote sont introduits dans le circuit au niveau du (**G788**).

I-6.2.6 Section (06): Liquéfaction

Cette section représente la partie la plus importante du processus du fait qu'elle permet de réaliser l'**objectif principal** du complexe qui consiste à **liquéfier le gaz naturel**. Le gaz naturel traité (**GNT**) provenant de la **colonne (F711)** est alors prêt à être liquéfié à une température permettant son transport en **méthanier** à une pression voisine de la pression atmosphérique, donc le **GNT** est envoyé dans l'**échangeur thermique principal** le (**E520**), dans lequel il circule vers le haut en passant dans un faisceau de **serpentins tubulaires** où il est refroidi à **(-148 °C et 25 bar)** par le **réfrigérant mixte MCR** qui s'écoule vers le bas du côté calandre de l'échangeur. Le **GNL** est détendu à travers la **vanne Joule Thomson (TV 612)** jusqu'à **(0,45 bar, -161 °C)** et envoyé dans le **ballon de détente d'azote (G783)** où la pression est de **(0,3 bar)**.

Le **GNL** recueilli au fond du ballon est envoyé aux **réservoirs de stockage (I-901, I-902 et I-903)** par l'intermédiaire de la **pompe GNL (J1020 / J1030)**, la vapeur de détente composée d'Azote et de Méthane quitte le (**G783**) pour être utilisée comme réfrigérant, elle traverse l'échangeur du gaz de rejet le (**E530**) afin de liquéfier un petit prélèvement du courant de **GNT** provenant de la (**F711**), la vapeur réchauffée (de **-160°C à -45 °C**) est envoyée dans le compresseur de gaz combustible (**K130**) et le courant du **GNT** liquéfié (**-159 °C**) à débit réduit est détendu dans le ballon (**G783**).

I.6.2.7 Section (07): Déméthanisation

Le courant d'hydrocarbures lourds du fond de la **colonne (F711)** est envoyé dans le **déméthaniseur (F721)** qui fonctionne à **30 barg**, au niveau du **9^{ème}** plateau de la colonne (constitué de **17plateaux** à clapets). Les composants légers (essentiellement du méthane) sont séparés des hydrocarbures lourds et montent vers le haut de la colonne à contre-courant du liquide de reflux qui descend des plateaux. Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans le **condenseur(E722)**, par le **MCR** à **(-100 °C)** avant d'être envoyé dans le **ballon de reflux (G724)** où les vapeurs sont envoyées dans le **ballon d'aspiration MCR1 (G788)** et les vapeurs excédentaires sont renvoyées dans le **vaporisateur** mélangeur du gaz combustible (**G304**). Les liquides sont renvoyés à la **colonne (F721)** sous forme de reflux.

Une partie du liquide recueilli au fond de la colonne subit un rebouillage à travers le (**E723**) par de la vapeur (**3.45 Barg**), le liquide restant est alors renvoyé dans le **dééthaniseur** en passant à travers le **refroidisseur (E730)** où il est refroidi par l'eau de mer.

I.6.2.8 Section (08): Dééthanisation

Le liquide provenant de la **colonne (F721)** à (**20 barg**) est alors alimenté entre le **9^{ème}** et le **10^{ème}** plateau du **dééthaniseur (F731)** qui est constituée de **26** plateaux à clapets, où l'éthane est séparé des hydrocarbures lourds et montent vers le haut de la colonne à contre-courant du liquide de reflux.

La plus grande partie des gaz de tête est condensée à environ (**9°C**) dans le **condenseur (E732)**, par du propane **MP**, puis recueillie dans le **ballon de reflux (G734)** est divisé en deux courants où, un est envoyé à la **colonne (F731)** et l'autre est se refroidi dans le sous **refroidisseur** de retour d'éthane (**E739**) à (**-33 °C**) par du propane **MP**, avant d'être envoyé à la **colonne (F711)** , a **l'échangeur (E520)** et à la **zone de stockage d'éthane**. Une partie du liquide du fond de la **colonne(F731)** est rebouillie dans **l'échangeur (E733)** par de la vapeur **BP**, le reste du liquide est envoyé au **dépropaniseur**.

I.6.2.9 Section (09) : Dépropanisation

Le liquide provenant de la **colonne (F731)** à une pression d'environ (**16.5 barg**) est alors alimenté entre le **17^{ème}** et le **18^{ème}** plateau du **dépropaniseur (F741)** qui est constitué de **31** plateaux à clapets, où le propane est séparé des hydrocarbures lourds et montent vers le haut de la colonne à contre-courant du liquide de reflux. Le gaz de tête est condensé dans le **condenseur (E724)**, par l'eau de mer, puis recueillie dans le **ballon de reflux(G744)**.

Une partie du propane condensé est renvoyée à la **colonne (F741)** sous forme de reflux et le reste est envoyé dans la zone de stockage du propane, dans le système de réfrigération au propane et (en passant par le **sous refroidisseur** de retour **GNL**) dans la **colonne (F711)** et **l'échangeur(E520)**.

Une partie du liquide du fond de la **colonne (F741)** est rebouillie dans **l'échangeur (E743)** par de la vapeur **BP**, le reste du liquide est envoyé au **débutaniseur**.

I.6.2.10 Section (10) : Débutanisation

Le liquide provenant de la **colonne (F741)** à une pression d'environ (**4.5barg**) est alors alimenté entre le **15^{ème}** et le **16^{ème}** plateau du **débutaniseur (F751)** qui est constituée de **26** plateaux à clapets, où le butane est séparé des hydrocarbures lourds et montent vers le haut de la colonne à contre-courant du liquide de reflux.

Le gaz de tête est condensé dans le **condenseur (E752)**, par l'eau de mer, puis recueillie dans le **ballon de reflux (G754)**, le butane condensé est divisé en deux courants, l'un est envoyé à la **colonne (F751)** sous forme de reflux et l'autre courant est envoyé à la **colonne (F711)** et **l'échangeur (E520)** en passant par le sous refroidisseur de retour **GNL**.

Un petit courant secondaire de gaz de tête extrait au-dessus du 9^{ème} plateau est envoyé dans le **ballon (G304)**. Une partie (riche du pentane et hydrocarbures lourds) du liquide du fond de la **colonne (F751)** est rebouillie dans l'**échangeur (E753)** par de la vapeur **BP**, le reste du liquide est refroidi dans le **refroidisseur d'essence (E758)** par l'eau de mer, puis envoyé au stockage de la gazoline.

- **Circuit de gaz combustible**

Le gaz du ballon de détente d'azote (**G783**) et les gaz résiduels des réservoirs de stockage de **GNL** sont les principales sources de gaz combustible, ces gaz sont envoyés dans le collecteur qui alimente le compresseur de gaz combustible (**KT130**).

Les gaz d'évent provenant de l'unité de fractionnement constituent également une source de gaz combustible mais, étant sous basse pression, ils sont envoyés directement dans le **collecteur principal** de gaz combustible par l'intermédiaire du **vaporisateur mélangeur** de gaz combustible le (**G304**). Le **compresseur (KT130)** comprime le gaz à basse pression jusqu'environ (**5.5 barg**), qui va alimenter le circuit de gaz combustible. Le réseau de gaz combustible assure l'alimentation de toutes les chaudières du complexe ainsi que les veilleuses des torches.

I.6.3 Zone stockage et chargement :

Les réservoirs de stockage sont probablement les plus importants des installations auxiliaires indispensables à l'exploitation. Bien qu'ils soient relativement simples d'apparence et facile à exploiter, ils sont d'importance critique quant au coût et à la sécurité de l'usine.

I.6.3.1 Stockage du GNL :

Le **GNL** produit est stocké dans **trois bacs (I-901, I-902 et I-903)**, chacun de capacité de **100 000 m³**, à pression de (**1.034 bar**) et de température de (**-163 °C**), pour un temps assez considérable.

Chaque bac de stockage est de type métallique à fond plat (avec une fondation en béton qui repose sur **880** piliers de **1,5 m** de hauteur), à doubles parois (intérieure et extérieure) séparées l'une de l'autre par des empilements de perlite en vrac, d'une épaisseur entre les deux parois de **1.8 m**, d'un dôme en acier au carbone de **10,99 m** de hauteur (avec une hauteur maximale de remplissage de **29,52 m**).

Après la rénovation, un système informatique est installé, contrôlé par le **DCS** pour le contrôle du niveau dans le bac, la température et la densité du **GNL** ; une sonde est immergée superficiellement indiquant le niveau dans le bac, **HHL=29.52 m, HL=28.52 m, LL=1m**.

Cent (**100**) **thermocouples** sont fixés dans le bac du bas en haut, en spirale pour détecter la possibilité de stratification du **GNL** et la pression est contrôlée par un **PIC**. Chaque bac de stockage est protégé par **trois PSV** (dont deux tarées à **1.062 barg** et une à **1.069 barg**), **cinq** soupapes casse-vide tarées à **1.009 barg** et un événement de sécurité sur le toit taré à **1.077 barg**. En cas de surpression le compresseur fuel gaz aspire le surplus de vapeur pour diminuer la pression dans les bacs où la vapeur **GNL** est acheminée vers **le boil off**. En cas de chute de pression, il y a un appoint de **GN** secours par une ligne inter train (**GL2/Z**) réalisée récemment.

I.6.3.2 Stockage de la gazoline :

A partir du **collecteur du débutaniseur**, la gazoline est stockée à (**0.3 bar**) dans une sphère de **3281m³** où elle est transférée vers le stockage du complexe **GL2/Z** pour être commercialisée.

I.6.3.3 Chargement :

Les installations de chargement composées essentiellement de **cinq** bras de chargement (**quai**), permettent le transfert du **GNL** contenu dans les bacs de stockage vers les cuves des méthaniers des deux quais par **cinq pompes** de chargement, avec un débit de chargement de **10 000m³/h**.

A noter que pendant les périodes sans chargement, le maintien en température des conduites est assuré par une circulation de **GNL** au moyen de l'une des pompes.

I.6.4 schéma de principe du procédé :

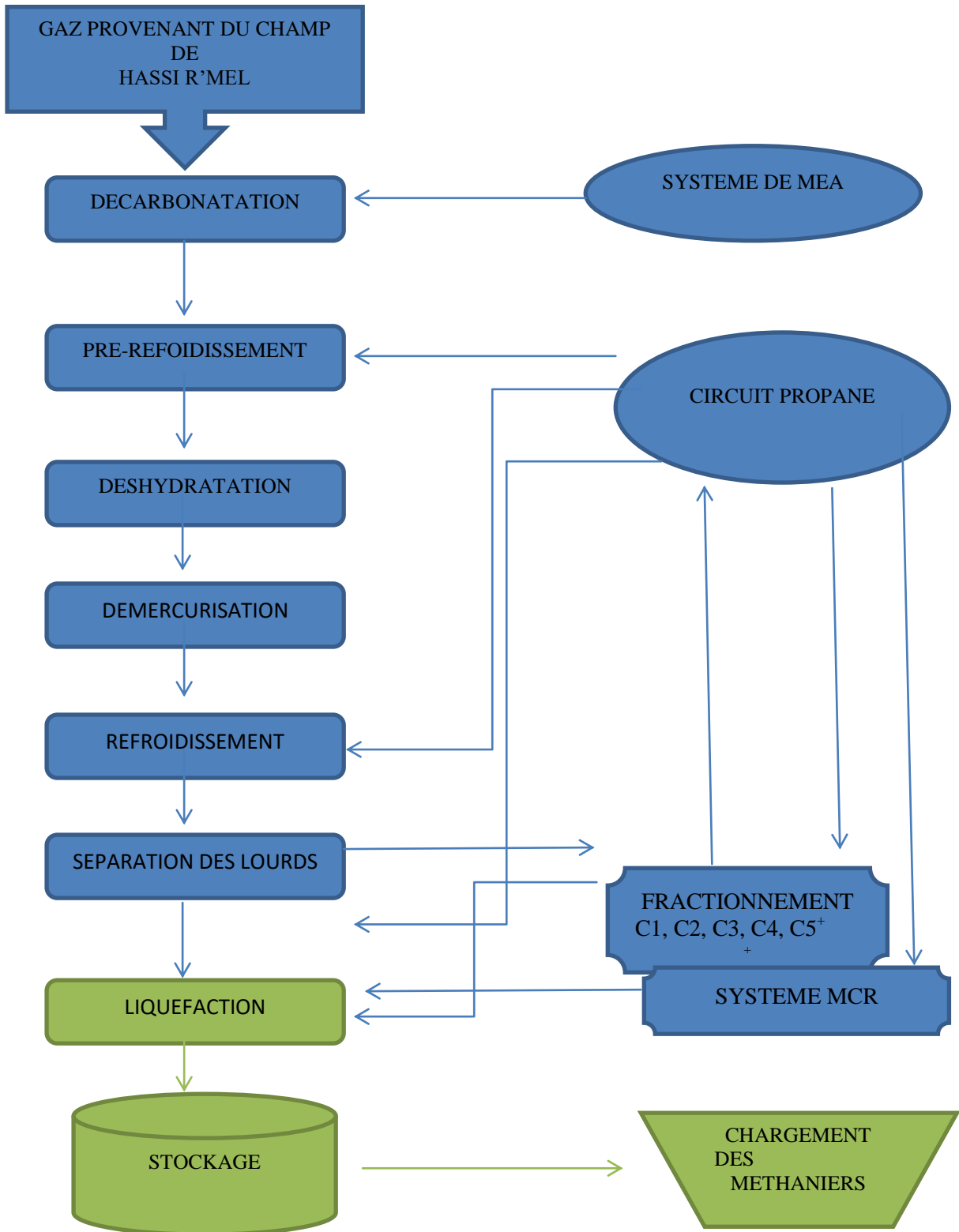


Figure I.2 : schéma de principe du procédé

I.7 Généralités sur le réseau vapeur

Le réseau vapeur **62 bars** véhicule l'énergie nécessaire pour l'entraînement des équipements mécaniques telles que **les turbines des compresseurs**. Cette vapeur est générée par **17 chaudières** process haute pression, **04 chaudières** de la zone des utilités et **04 chaudières 400T/h**.

La vapeur produite par ces chaudières est refoulée dans un collecteur commun à une pression de **62 bars** et une température de **441°C**.

Le contrôle de la pression du collecteur est implémenté sur **D.C.S** pour assurer le maintien de cette pression à **62 bars** et répondre aux variations des charges.

I.8 Description générale de la chaudière process

La chaudière process est composée d'un **économiseur**, d'un **ballon supérieur**, d'un ballon inférieur, de deux **surchauffeurs primaire** et **secondaire**, d'un **désurchauffeur**, et d'un ensemble de **faisceaux tubulaires** pour la circulation d'eau par gravitation du ballon supérieur vers le ballon inférieur et de la circulation de la vapeur vers le ballon supérieur. L'alimentation d'air de la chaudière est assurée par un **ventilateur à tirage forcé**.

Les caractéristiques techniques de la chaudière à 100 % de charge sont :

- La production nominale de la vapeur	136100 Kg / h
- La pression à la sortie de 2eme surchauffeur	63 bars
- La température d'eau d'alimentation	109 °C
- La température à la sortie de 2eme surchauffeur	441 °C
- Le débit d'air au brûleur pression	169099 Kg / h
- La quantité de gaz brûlé	12040 m3 / h
- Le rendement	79.95 %
- La pression à la sortie du ballon supérieur	68 bars

Présentation du complexe

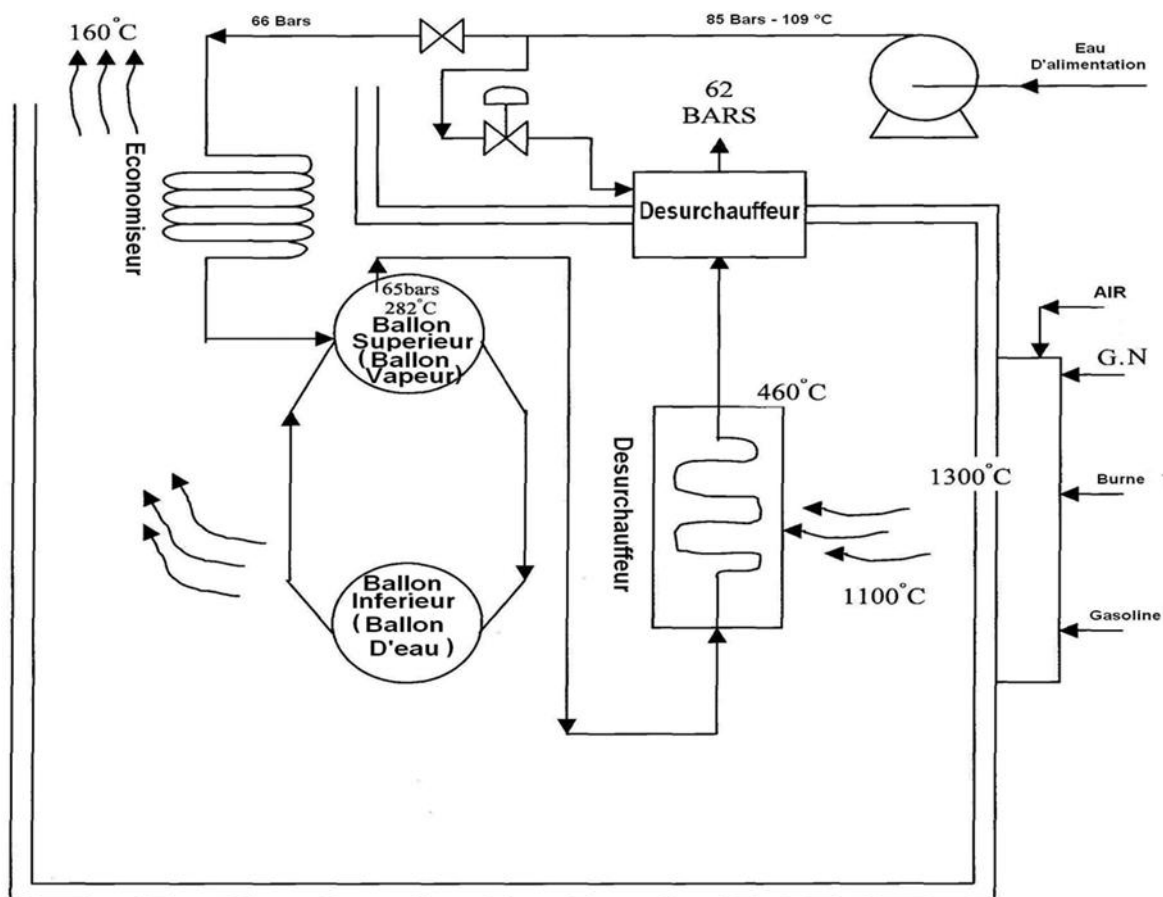


Figure I.3 : Schéma de la chaudière haute pression vapeur

I.8.1 Description de fonctionnement de la chaudière

Le **dégazeur** reçoit les condensats de son propre train, ensuite on fait une injection d'hydrazine au niveau de ce dégazeur pour l'élimination de l'oxygène dissous dans l'eau.

Ces condensats quittent le dégazeur et pénètrent dans la conduite d'aspiration des pompes d'eau d'alimentation des chaudières.

L'eau pénètre dans la chaudière en passant par un échangeur de chaleur appelé **économiseur** qui élève la température d'eau de **109 °C** à **170 °C**. Cette eau sortante de l'économiseur entre dans le **ballon supérieur** d'où elle circule par un **faisceau tubulaire** jusqu'au **ballon inférieur** et retourne au ballon supérieur.

On injecte du phosphate dans le ballon inférieur pour réagir avec les impuretés contenues dans l'eau.

Lorsque l'eau retourne au ballon supérieur, elle a reçu une quantité de chaleur suffisante pour se transformer en vapeur. L'évaporation se passe au niveau des tubes latéraux qui forment la

chambre de combustion. La vapeur saturée est extraite au sommet du ballon supérieur et canalisée vers le **surchauffeur primaire** qui est un échangeur de chaleur pour élever la température de la vapeur de **285 °C** à **375 °C**, ensuite cette vapeur passe dans le **surchauffeur secondaire** afin d'élever sa température à **441°C**. Entre ces deux surchauffeurs il y a un **désurchauffeur** dont on introduit l'eau d'alimentation pour la régulation de la température de la vapeur à la sortie.

La vapeur quitte la chaudière avec une température de **441 °C** et une pression de **62 bars** pour entrer dans un collecteur commun '**62 bars**'.

Chaque chaudière process à haute pression est équipée de deux **brûleurs** pour fournir la quantité de chaleur nécessaire pour la production de la vapeur.

L'alimentation de gaz pour les deux brûleurs est assurée à travers un **ballon mélangeur** qui mélange le fuel gaz (**gaz de process**) et le gaz naturel.

L'air nécessaire à la combustion est fourni par un **ventilateur à tirage forcé**. L'allumage des deux brûleurs se fait par deux pilotes alimentés seulement par le gaz de combustion, l'alimentation d'air est faite par le ventilateur d'allumage.

I.8.2 Description des éléments de la chaudière

I.8.2.1 Le dégazeur

I.8.2.1.1 Principe de fonctionnement général

La présence de gaz dissous et particulièrement de dioxygène, provoque la corrosion des appareils du circuit eau et vapeur de la chaudière. Ce genre de corrosion peut se produire aussi bien dans une chaudière en service qu'à l'arrêt et dans de mauvaises conditions de stockage (conservation).

Le dégazeur a pour rôle d'éliminer la plus grande partie possible de gaz dissouts dans l'eau d'alimentation des chaudières en chauffant et en épurant l'eau avec la vapeur. L'injection du réducteur d'oxygène à l'entrée du dégazeur sur la ligne des retours condensats **3.45 bar** a pour but de compléter le dégazage mécanique. La concentration d'oxygène à la sortie du dégazeur doit être inférieure à **7 ppb**.

I.8.2.1.2 L'économiseur

L'économiseur est un échangeur de chaleur à tubes à ailettes en spirale. Il est placé dans l'échappement des gaz entre la sortie de chaudière et l'entrée de cheminée. Il est chargé

d'utiliser les fumées de la chaudière pour réchauffer l'eau d'alimentation de **109 °C** à **170 °C** avant son entrée dans le ballon supérieur de la chaudière.

L'eau entre dans l'économiseur par le sommet et se dirige vers le bas. Les fumées chaudes entrent par le fond et se dirigent vers le haut.

Cette disposition à **contre-courant** assure l'échange de chaleur le plus efficace.

1.8.8.2 Le ballon supérieur

Le ballon supérieur (**ballon vapeur**) est constitué d'une enveloppe métallique cylindrique de longueur de **10 m** et d'un diamètre de **1.20 m**.

L'eau préchauffée venant de l'économiseur pénètre dans le ballon supérieur, circule vers le ballon inférieur et retourne au ballon supérieur en passant par les tubes de raccordement.

Les retours au ballon supérieur se présentent sous la forme d'un mélange de liquide saturé et de vapeur saturée. Cette vapeur se rassemble dans le ballon, au-dessus du niveau de l'eau.

La séparation entre la vapeur et l'eau se fait par **des plaques métalliques**, ensuite cette vapeur passe à travers des **sécheurs à plaques ondulées** formants les chicanes qui servent pour l'élimination des gouttelettes d'humidité restante dans la vapeur. Le niveau d'eau dans le ballon supérieur est régulé à **50 %**

1.8.2.3 Le ballon inférieur

Le ballon inférieur est un cylindre constitué d'une enveloppe métallique, son rôle est de collecter l'eau arrivant des tubes descendant et de la distribuer vers les tubes vaporisateurs. Ce ballon est rempli à **100 %** d'eau.

Le phosphate est injecté dans l'eau se trouvant dans le ballon inférieur pour éliminer les sels de calcium et de magnésium, afin d'éviter la construction d'une couche de tartre sur les tubes de la chaudière.

1.8.2.4 Le surchauffeur et le désurchauffeur

Le surchauffeur est un échangeur thermique à deux étages : surchauffeur **primaire** et surchauffeur **secondaire**. Le rôle de cet échangeur est l'augmentation de la température de la vapeur. La vapeur saturée sèche venant du ballon supérieur est dirigée vers le surchauffeur primaire pour élever sa température jusqu'à **375 °C**. Elle passe ensuite vers le désurchauffeur qui a pour rôle la régulation et la stabilisation de la température du vapeur. Pour cela une injection d'eau d'alimentation est faite au niveau du désurchauffeur, le débit d'eau injectée varie selon la température de la vapeur de sortie du surchauffeur secondaire. Ensuite, elle passe au surchauffeur secondaire pour une autre augmentation de la température à **441 °C**.

1.8.3.5 Le ventilateur à tirage forcé

Chaque chaudière est équipée d'un **ventilateur à tirage forcé F.D.F** pour l'alimentation d'air nécessaire à la combustion. Ce ventilateur est entraîné par une **turbine à vapeur**.

1.8.3.6 Les brûleurs

Les chaudières process ' haute pression ' sont équipées de deux brûleurs. Chacun est constitué d'un **registre d'air**, d'un **dispositif d'allumage (le pilote)**, d'un **détecteur de flamme** et d'une **boite à vent**. Les registres d'air sont commandés par un régulateur qui contrôle la pression de la chambre de combustion pour éviter le retour de la flamme vers la boite à vent.

Pour la protection contre la perte de la flamme au niveau des brûleurs, il y a un système qui est composé d'un **régulateur R9107A** et un **détecteur de flamme C9701A**. Ce système permet la surveillance continue des flammes issues des combustibles dans la chaudière. Le **régulateur R9107A** produit l'arrêt immédiat de la chaudière si les conditions limitées sont dépassées au cours du fonctionnement du brûleur. La flamme au niveau du brûleur émet des rayonnements qui sont captés par la **lampe à ultra-violet** du détecteur de flamme, ce dernier transmet un signal électrique vers le régulateur pour qu'il le traite et excite les relais de flamme en conséquence.

Dans le cas où il y aurait absence de signal, ceci est interprété comme une perte de flamme, le régulateur ferme donc la vanne de gaz.

Pour assurer une fiabilité constante du système, le régulateur comporte une fonction **d'autovérification** qui teste la réponse de la perte de flamme chaque dix (**10**) secondes.

Cette fonction est faite par un **hacheur mécanique de lumière** à l'intérieur du détecteur, ce hacheur bloque la lumière provenant de la flamme, puis en observant si la réponse du détecteur est appropriée. En cas de défaillance, le relais de défaut s'excite et l'indicateur de défaut s'allume.

I.9 Système d'interconnexion de vapeur – condensat

Au complexe **GL1/Z**, des modifications ont permis d'obtenir une plus grande flexibilité d'exploitation par le fait que chacune des chaudières process peut alimenter en vapeur un train quelconque par le biais d'un **collecteur de vapeur commun**. Un collecteur commun de retour condensât a été installé qui permet un usage efficace de l'eau d'alimentation de chaudière d'où le dégazeur de procédé récupère à la fois : condensât de vapeur **62 bars** issus des quatre chaudières turbocompresseurs.

Condensât de vapeur **3,45 bar** issus des rebouilleurs et

Condensât de vapeur **10,5bar** issus d'épurateur **MEA**.

L'eau d'appoint.

I.10 Production et distribution de la vapeur

Les réseaux de Production et distribution de vapeur comprennent :

- Les chaudières des utilités.
- Les chaudières de process.
- Les dégazeurs.
- Les pompes d'alimentation d'eau de chaudière.
- Les réseaux de distribution de vapeur des utilités et de process.
- Les réseaux de distribution de gaz combustible.

I.11 Production et distribution de la vapeur des utilités

Le réseau de vapeur des utilités fonctionne de manière totalement indépendante des réseaux de vapeur de process. Un clapet anti retour placé sur le collecteur des chaudières à haute pression autorise les chaudières de process à alimenter le réseau de vapeur des utilités .

I.11.1 Chaudières des utilités

Quatre chaudières dont trois à **HP (62 bar)** sont installées pour la production de vapeur nécessaire à la production d'énergie électrique et **une chaudière à BP (27,6bar)** fournit la vapeur nécessaire aux installations générales.

I.11.2 Réseau de distribution de vapeur des utilités

1) Réseau à 62 bars

La vapeur produite par les chaudières à **HP** alimente le collecteur à **62bar**. Cette vapeur actionne les turbines des alternateurs.

2) Réseau à 27,6 bar

La vapeur produite par la chaudière **BP** alimente le collecteur à **27,6 bar**. De plus la vapeur à **62 bar** détendue à **27,6 bar** entraîne les diverses turbines sans condensation de la section des utilités qui rejettent la vapeur dans le collecteur de la vapeur à **BP (1,72 bar)**.

3) Réseau à 10,3 bar

La vapeur à **27,6 bars** est détendue à **10,3 bars**. Cette vapeur alimente :

- Les éjecteurs à air des turbines des alternateurs.
- Les systèmes d'étanchéité des presses étoupes des turbines des alternateurs.
- L'évaporateur de propane d'appoint.
- Le réseau des réchauffeurs des réservoirs d'huile de rejet.
- Le réchauffeur de gaz naturel combustible.

I.12 Production et distribution de la vapeur de process

Il y a trois (**03**) **chaudières** à **HP** pour chacune des six (**06**) **trains** de process. Chaque train est équipé d'un **dégazeur** et deux (**02**) **pompes** d'eau d'alimentation des chaudières.

L'alimentation en eau des chaudières de toutes les unités de process est constituée principalement par les **condensats** venant des **turbines à condensation** et des autres appareils de process. L'eau d'appoint est fournie par les réservoirs d'eau distillée.

I.12.1 Réseau de distribution de vapeur

1) Réseau à 62 bar et 440 °C

La vapeur à **62 bar** et à **440 °C** alimente

- La turbine de compresseur de gaz combustible.
- La turbine de compresseur de propane.
- La turbine du deuxième étage du compresseur du **MCR**.
- L'absorbeur de **MEA**.
- Une canalisation séparée de vapeur **62 bar** alimente la turbine sans condensation et la pompe d'alimentation des chaudières **HP**.

2) Réseau à 16,5 bar et 352 °C

Cette vapeur est produite par l'échappement de la turbine d'entraînement de la pompe d'alimentation des chaudières **HP** et par la station de détente qui est alimentée en vapeur **62 bars**.

Cette vapeur sert aux trois (**03**) turbines sans condensation qui font fonctionner les ventilateurs à tirage forcé des chaudières.

3) Réseau à 16,3 bar et 321 °C

Cette vapeur provient de réseau de vapeur **16,5bar** après qu'elle ait traversé le désurchauffeur
Cette vapeur alimente

- La turbine d'entraînement de la pompe à **MEA**.
- La turbine d'entraînement de l'huile de lubrification d'étanchéité du réseau d'huile des compresseurs de **MCR**, propane et de gaz combustible.

4) Réseau à 10,3 bar et 312 °C

Cette vapeur est produite par détente de la vapeur **16,2 bar** pour l'alimentation de **MEA** et les éjecteurs des condenseurs.

5) Réseau à 3,45 bars et 302 °C

Cette vapeur vient de l'échappement d'entraînement des ventilateurs à tirage forcé des chaudières de process et/ou de la détente de la vapeur du réseau **16,5 bar**. Cette vapeur est fournie aux dégazeurs de process comme vapeur de chauffage.

6) Réseau à 3,45 bars et 148 °C

Cette vapeur vient de l'échappement de la turbine qui entraîne la pompe de **MEA** et turbines d'entraînement des pompes d'huile de lubrification et d'étanchéité des compresseurs de process. Le supplément est fourni par le réseau de vapeur **3,45 bar** et **302 °C** après le passage dans le surchauffeur. Cette vapeur alimente les différents appareils des unités de process, comme vapeur de chauffage.

II.1 Introduction

Le réchauffement actuel a débuté au milieu du XIXe siècle, au moment de la révolution industrielle et s'est de nouveau accentué dans les décennies d'après-guerre correspondant au développement économique des pays de l'OCDE (Organisation de Coopération et de Développement Economique). Le bilan des experts du GIEC (Groupe Intergouvernemental d'Experts sur l'Evolution du Climat) présente une multitude d'indices témoignant de ce réchauffement de la planète :

- La température moyenne de surface (moyenne de la température de l'air au-dessus des terres et de la température à la surface de la mer) a augmenté de 0,6°C (avec une marge d'erreur de $\pm 0,2^\circ\text{C}$) au cours du XXe siècle. Depuis la moitié du XIXe siècle, la décennie 90 a très probablement été la plus chaude, avec un pic en 1998. Le réchauffement survenu dans l'hémisphère nord au XXe siècle a probablement été le plus important de tout le millénaire passé. Par ailleurs, d'autres indices témoignent d'un réchauffement en cours.
- La couverture neigeuse et l'extension des glaciers ont diminué. Des données satellites montrent une diminution probable de 10 % de la couverture neigeuse depuis la fin des années 60.
- Le niveau moyen de la mer a progressé entre 10 et 20 centimètres au cours du XXe siècle.
- Une augmentation des précipitations a été observée dans les zones de moyennes et hautes latitudes de l'hémisphère nord et une augmentation de la fréquence des épisodes de fortes précipitations dans les mêmes zones.

II.2 L'effet de serre

L'effet de serre est un processus naturel de réchauffement de l'atmosphère qui intervient dans le bilan radiatif de la terre. Il est dû aux gaz à **effet de serre** (GES) contenus dans l'atmosphère.

Dans les années 1780, Horace-Bénédict de Saussure mesure les effets thermiques du rayonnement solaire à l'aide de boîtes transparentes qu'il dispose dans la vallée et au sommet d'une montagne. En 1824, Joseph Fourier publie Remarques générales sur les températures du globe terrestre et des espaces planétaires dans lesquelles il affine l'analyse des expériences d'Horace-Bénédict de Saussure en concluant « la température du sol est augmentée par l'interposition de l'atmosphère, parce que la chaleur solaire trouve moins d'obstacles pour pénétrer l'air, étant à l'état de lumière, qu'elle n'en trouve pour repasser dans l'air lorsqu'elle est convertie en chaleur obscure ».

La vapeur d'eau et le dioxyde de carbone sont identifiés comme les principaux responsables de cet **effet de serre** par John Tyndall en 1861. Il suggère alors qu'une modification de la composition de l'atmosphère peut avoir une influence sur l'évolution du climat.

II.3 Les gaz à effet de serre

Les gaz à effet de serre sont des composants gazeux de l'atmosphère qui contribuent à l'effet de serre (sans perdre de vue que l'atmosphère contient d'autres composants non gazeux qui contribuent à l'effet de serre, comme les gouttes d'eau des nuages sur Terre). Ces gaz ont pour caractéristique commune d'absorber une partie des infrarouges émis par la surface de la Terre.

Les principaux gaz à effet de serre sont la vapeur d'eau, le dioxyde de carbone (CO_2), le méthane (CH_4), l'oxyde nitreux (ou protoxyde d'azote, de formule N_2O) et l'ozone (O_3). Les gaz à effet de serre industriels incluent les halocarbones lourds (fluorocarbones chlorés incluant les CFC, les molécules de HCFC-22 comme le fréon et le perfluorométhane) et l'hexafluorure de soufre (SF_6).

Contributions approximatives à l'effet de serre des principaux gaz :

- Vapeur d'eau : 60 %
- Dioxyde de carbone : 26 %
- Ozone : 8 %
- Méthane et oxyde nitreux : 6 %

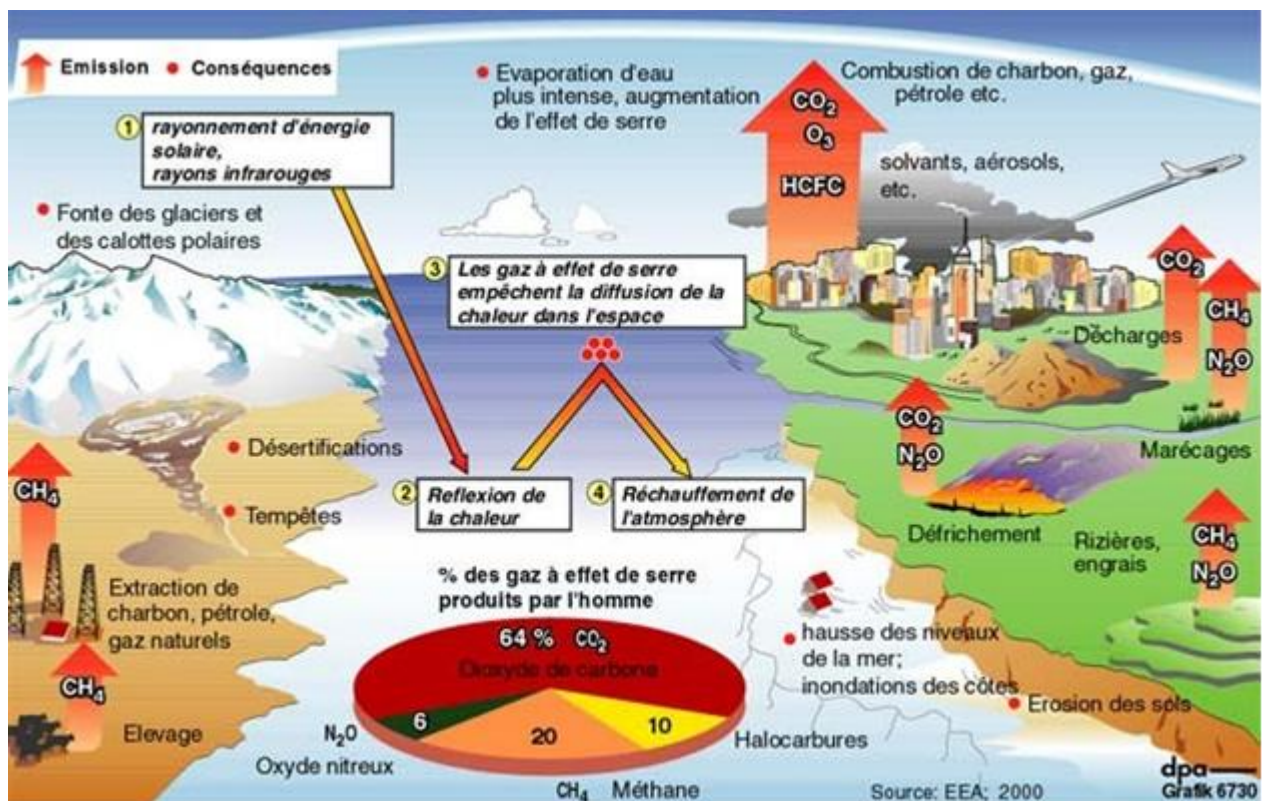


Figure II.1 : Mécanisme de l'effet de Serre.

II.4 La vapeur d'eau

La vapeur contribue pour 60% à l'effet de serre planétaire, contribution qui monte jusqu'à 90% si l'on considère aussi les nuages.

Valorisation et récupération des vapeurs

Bien que l'atmosphère contienne peu de vapeur d'eau, elle exerce un effet important sur la météo et le climat. La capacité de l'air à contenir de l'eau dépend de la température. Plus l'air est chaud, plus il peut contenir d'eau. Lorsque l'air humide refroidit brusquement, il peut retenir moins d'eau et la vapeur d'eau qu'il contient va se condenser et se transformer en pluies (ou neige, grêle, rosée, brouillard...). En outre, la vapeur d'eau est aussi un important gaz à effet de serre.

II.5 Effets des activités humaines

La plupart des gaz à effet de serre (GES) sont d'origine naturelle. Mais certains d'entre eux sont uniquement dus à l'activité humaine ou bien leur concentration dans l'atmosphère augmente en raison de cette activité. C'est le cas en particulier de l'ozone (O3), du dioxyde de carbone (CO2) et du méthane (CH4). La preuve que l'augmentation du CO2 atmosphérique est d'origine humaine se fait par analyse isotopique. Par contre, ce dernier gaz rejeté dans l'atmosphère ne participe que pour 40 % à l'effet de serre additionnel provenant de l'activité humaine.

Tableau II.1 : Répartition des gaz à effet de serre anthropiques (dus aux activités humaines)

Nom	Formule	Impact relatif sur le climat	Équivalent CO ₂	Durée de vie
Dioxyde de carbone	CO ₂	76.7%	1 x	100 ans
Méthane	CH ₄	14.3%	20 x	12 ans
Protoxyde d'azote	N ₂ O	7.9%	200 x	5000 ans
Hexafluorure de soufre	SF ₆	1.1%	2000 x	50 000 ans

II.6 Valorisation de la vapeur d'eau

II.6.1 Introduction

La vapeur d'eau est l'état gazeux de l'eau. C'est un gaz inodore et incolore. Le langage familier et quotidien tend à identifier la vapeur d'eau à un brouillard ou à une fumée, ce qui est faux. De manière plus générale, la vapeur humide ou vapeur saturante désigne la vapeur en équilibre avec le liquide dans une coexistence de phase.

Plusieurs fluides sont utilisés dans l'industrie pour transporter de l'énergie. Mais de loin, la vapeur d'eau est la plus utilisée en raison de sa disponibilité et de sa maîtrise. La vapeur d'eau

est une véritable source d'énergie. Elle transporte d'énormes quantités de chaleur qui peuvent être utilisées pour diverses applications dans beaucoup d'industries et notamment dans l'industrie pétrochimique. La vapeur d'eau est utilisée dans la production d'énergie et dans de nombreux procédés industriels. Les techniques de production et d'utilisation de la vapeur sont donc d'importants aspects de la technologie de l'ingénierie. La production d'électricité dépend en grande partie de la production de vapeur, que la chaleur soit produite à partir du charbon ou de gaz, ou bien par fission nucléaire de l'uranium. Quand la vapeur d'eau sort de la chaudière, elle est soit convertie en travail pour l'entraînement mécanique des compresseurs, des pompes via la turbine à vapeur soit utilisée comme fluide caloporteur pour les échangeurs (rebouilleurs, surchauffeurs...). Par ailleurs, la vapeur d'eau a beaucoup d'autres utilisations industrielles et même domestiques.

Malheureusement, pour une raison ou une autre, la vapeur d'eau est perdue au cours de son utilisation.

II.6.2 Turbine à vapeur

II.6.2.1 Définition

- ✓ Une turbine à vapeur est une machine qui extrait l'énergie thermique de la vapeur sous pression et l'utilise pour produire un travail mécanique de rotation de l'arbre de sortie.
- ✓ La turbine génère un mouvement de rotation, elle est particulièrement bien adaptée pour entraîner un générateur électrique.

II.6.2.2 Types

Les turbines à vapeur sont produites dans une grande variété de tailles, allant de petites unités < 0,75 kW (<1 ch) (rares, adaptées à certains milieux) utilisées comme entraînement mécanique de pompes, de compresseurs et d'autres équipements à arbre entraîné, jusqu'à 1,5 GW (2 000 000 ch) pour les turbines utilisées pour produire de l'électricité. Il existe plusieurs classifications modernes pour les turbines à vapeur.

II.6.2.3 Efficacité

L'efficacité thermique de la turbine à vapeur varie en fonction de la taille de la turbine, de la charge, des pertes dues à la friction et des pertes dues aux espacements entre les étages. Elle atteint des valeurs maximales d'environ 50 % dans une turbine de 1 200 MW; les turbines plus petites ont généralement une efficacité moindre.

II.6.3 production d'électricité

La chaudière transfère la chaleur dégagée par la combustion, à l'eau qui se transforme en vapeur surchauffée sous pression, la vapeur ainsi produite est injectée dans la turbine où elle

se détend avant de rejoindre le condenseur. L'énergie cinétique générée par la détente de la vapeur provoque la rotation des roues de la turbine, qui entraîne l'alternateur.

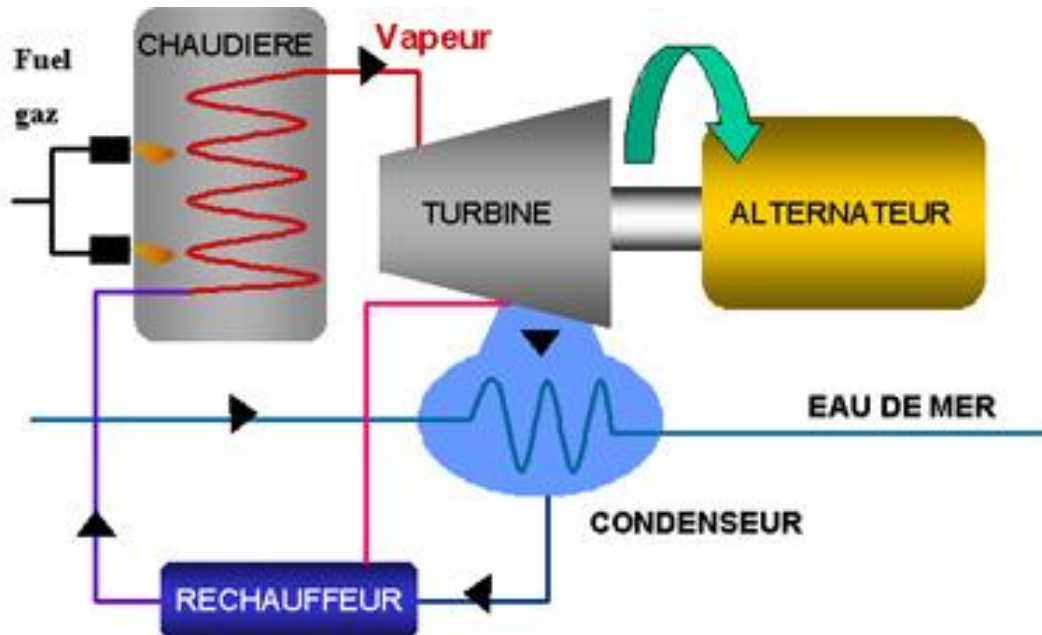


Figure II.2 : Schéma d'une centrale thermique avec turbine à vapeur

II.7 La Réduction des émissions

II.7.1 Récupération de l'excès de vapeur généré

Actuellement, au niveau du complexe GL1/Z les évènements des postes de détente de vapeur 3,45 bars évacuent vers l'atmosphère un excès de vapeur très important, au total 120 T/h quand les six trains de ce complexe sont en arrêt. Ce problème crée un malaise économique chez les industriels et en même temps un très sérieux souci environnemental chez les écologistes car la vapeur d'eau contribue à elle seule de

1 à 4% à l'effet de serre par rapport aux autres gaz. Dès lors, plusieurs tentatives de solutions ont été tentées par les ingénieurs du complexe pour réduire cette perte à défaut de l'éviter. Cependant, ces apports de solutions n'ont pas eu l'effet escompté. La seule et unique solution ultime est l'installation d'un condenseur de récupération de la vapeur perdue, Cette vapeur récupérée sera envoyée dans le dégazeur pour une nouvelle utilisation.

II.7.2 le CO₂

Le CO₂ est un gaz à effet de serre bien connu, transparent en lumière visible mais absorbant dans le domaine infrarouge, de sorte qu'il tend à bloquer la réémission vers l'espace de l'énergie thermique reçue au sol sous l'effet du rayonnement solaire ; il serait responsable de 26 % de l'effet de serre à l'œuvre dans notre atmosphère.

II.7.3 La Réduction des émissions de CO₂

II.7.2.1 Réduire la consommation d'énergie

La première voie consiste à réduire la consommation d'énergie en améliorant le rendement des convertisseurs d'énergie et notamment des moteurs à combustion interne. L'augmentation rapide du trafic routier, passagers et marchandises, rend l'action dans ce domaine particulièrement importante. Le travail sur l'amélioration du rendement des groupes motopropulseurs des véhicules. Cette amélioration doit être obtenue en respectant des spécifications de plus en plus sévères en termes d'émission de polluants à l'échelle locale (oxydes d'azote - NO_x -, particules, etc.).

II.7.2.2 Réduire le contenu carbone de l'énergie

La deuxième voie consiste à réduire le contenu carbone de l'énergie en favorisant l'utilisation du gaz naturel ou l'incorporation d'un carbone recyclé (biocarburants et carburants de synthèse) et en développant le vecteur hydrogène. Des recherches sont basées particulièrement dans le domaine des biocarburants, notamment ceux de seconde génération élaborés à partir de biomasse lignocellulosique (paille, résidus forestiers, etc.) qui devraient permettre de réduire très sensiblement les émissions de CO₂ du secteur transport.

II.7.3 Captage du CO₂

Le captage du dioxyde de carbone (CO₂) est une technologie industrielle utilisée aujourd'hui pour le traitement du gaz naturel. Elle est pratiquée couramment dans la fabrication d'engrais, dans l'industrie agroalimentaire et dans le secteur de l'énergie (industrie pétrolière et gazière). Le principal problème est en général la faible concentration de CO₂ dans les fumées. Selon l'industrie concernée, cette teneur peut aller de quelques pour cent à 20 % des effluents. D'autres gaz, tels l'oxygène, la vapeur d'eau ou l'azote, se retrouvent dans le panache des fumées. Il serait impensable de vouloir tous les compresser pour les stocker, pour des raisons d'énergie et de place. Des méthodes de séparation sont donc nécessaires pour pouvoir capter exclusivement le CO₂. Un grand nombre de procédés industriels de captage existent sur le marché, chacun ayant un domaine d'application spécifique en fonction de la nature des fumées

Valorisation et récupération des vapeurs

à traiter (composition, température, pression). Ils relèvent tous de trois catégories principales : le captage postcombustion, le captage par oxycombustion et le captage précombustion.

Les techniques de captage de CO₂ :

- ✓ Captage postcombustion
- ✓ Captage par oxycombustion
- ✓ Captage précombustion

II.7.4 Procédé de récupération proposé

Le procédé de récupération consiste à récupérer toutes les quantités de gaz carbonique CO₂ rejetées vers l'atmosphère par les six trains du complexe à partir de leurs lignes respectives en aval des vannes (PV) des ballons de séparation.

Les lignes des trains pour chaque unité vont alimenter l'installation afin d'éliminer l'humidité entraînée par le flux du gaz carbonique et protéger les compresseurs des gouttelettes d'eau.

L'eau contenue dans le flux gazeux sera condensée et séparée dans un ballon de séparation pour finir dans le système de décantation des hydrocarbures. Ce flux de gaz carbonique sera aspiré par un compresseur pour être transporté aux clients, il est refoulé à une pression de **7 bar**.

III.1 Introduction

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économiques optimales qui sont un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires.

III.1.1 Bilan qualitatif et quantitatif

Nous allons procéder à des bilans qualitatifs et quantitatifs. Ces mêmes bilans vont nous permettre de proposer les différents équipements de l'unité de récupération et leurs dimensionnements.

La qualité de fluide dégagé vers l'atmosphère au niveau des ballons séparateurs des gaz acides G-502 est répertoriée dans le Tableau (III.1).

Tableaux III.1 : Composition des rejets des fumées vers l'atmosphère

Composants	% Molaire
CO ₂	91.70
CH ₄	0.90
N ₂	0.15
H ₂ O	7
C ₂ H ₆	0.25

III.2 Dimensionnement de l'échangeur

Dans ce qui suit, nous allons développer les différentes étapes à suivre pour le dimensionnement de l'échangeur de chaleur.

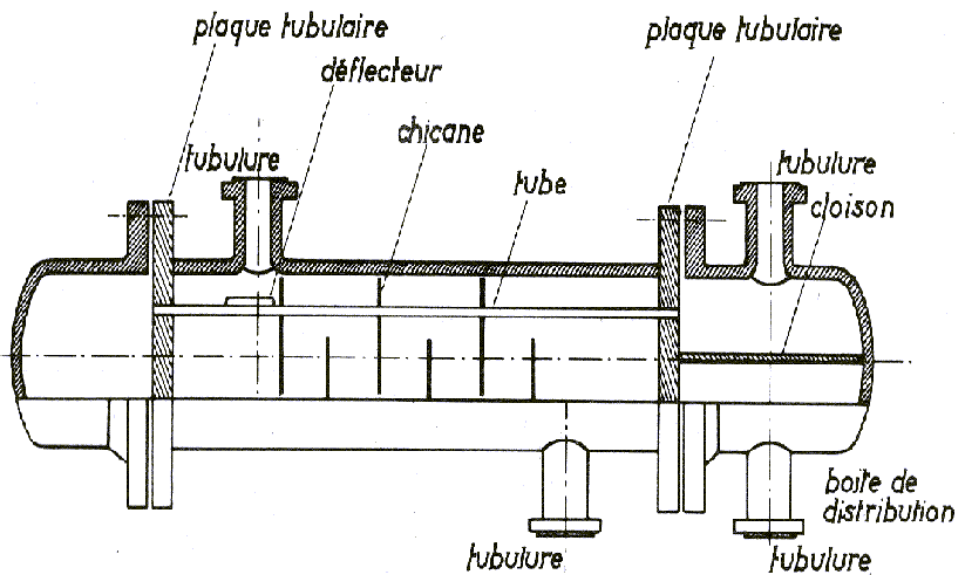


Figure III.1 : Schéma d'un échangeur de chaleur

III.2.1 Caractéristiques de l'échangeur de chaleur

Pour réaliser le dimensionnement de l'échangeur, l'identification des données physiques des flux est indispensable. Dans les tableaux (III.2) et (III.3), nous avons exposé les données de base recueillies sur site et la documentation disponible.

Tableaux (III.2): Données de base complexe GNL1/Z

Fluides	Calandre (vapeur)	Tube (EDM)
Débits (lb/h)	264550,2646	
Températures (°F)	T _{c1} =298,4 T _{c2} =122	T _{fe} =71,6 T _{fs} =104
Masses volumiques (lb/ft ³)	61,67	63,98
C _p (Btu/lb °F)	0,53	0,76
Viscosité (lb/ft. h):	0,029	2,13
Conduct (Btu/ ft. h . °F)	0,379	0,324

Tableaux III.3: Caractéristiques mécaniques de l'échangeur

Caractéristiques mécaniques	Paramètres
Longueur du faisceau	L= 20ft
Diamètre extérieur	de=0,0833 ft
Diamètre intérieur	di=0.0725 ft
Disposition des tubes	Triangle
Pas triangulaire	0,104ft
Position d'échangeur	horizontal

a) **Dimensionnement du condenseur du complexe GNL1/Z**

III.2.2 Calcul thermique

On établit un bilan thermique global de l'échangeur, en supposant que les pertes thermiques sont négligeables, donc la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle reçue par le fluide froid.

III.2.2.1 Quantité de chaleur côté calandre

La quantité de chaleur, QT est calculée par utilisation de l'équation suivante :

$$Q_T = Q_{Ref} + Q_{cond} + Q_{sref} \tag{III.1}$$

Avec :

Q_T : Quantité de chaleur totale perdue par le fluide chaud (btu/h)

$Q_{réf}$: Quantité de chaleur perdue lors de refroidissement (btu/h)

Q_{cond} : Quantité de chaleur perdue lors de la condensation (btu/h)

$Q_{sréf}$: Quantité de chaleur perdue lors du sous refroidissement (btu/h)

✓ **Quantité de chaleur perdue lors de refroidissement (btu/h)**

$$Q_{réf} = M * C_p Vap * (T_{c1} - T_{sat}) \quad \text{III.2}$$

Avec :

M : Débit massique de la vapeur (lb / h).

$C_{p,vap}$: Chaleur spécifique de la vapeur (btu /lb °F).

T_{c1} : Température d'entrée côté calandre (°F).

T_{sat} : Température à la saturation (°F).

$AP=3.45\text{bar}$, $T_{sat}=133^\circ\text{C}=271.4^\circ\text{F}$ d'après le diagramme de la vapeur d'eau.

$$Q_{réf} = M * C_p Vap * (T_{c1} - T_{sat}) \quad \text{III.3}$$

$$Q_{réf} = 264550,2646 \times 0,53 \times (298,4 - 271,4)$$

$$Q_{réf} = 3785714,286 \text{ btu/h}$$

✓ **Quantité de chaleur perdue lors de la condensation (btu/h)**

$$Q_{cond} = M \times (h1 - h2) \quad \text{III.4}$$

Avec :

$h1$: Enthalpie de la vapeur saturée

$h2$: Enthalpie du liquide saturé à $T_{sat}=133^\circ\text{C}$

$T_{sat} = 133^\circ\text{C} = 274.1^\circ\text{F}$ et donc

$$h1 = 2720 \text{ kJ/kg} = 1168,51 \text{ btu/lb et}$$

$$h2 = 580 \text{ kJ/kg} = 249,167 \text{ btu/lb}$$

$$Q_{cond} = 264550,2646 \times (1168,51 - 249,167)$$

$$Q_{cond} = 243212433,9 \text{ btu/h}$$

✓ **Quantité de chaleur perdue lors du sous refroidissement (btu/h)**

$$Q_{sref} = M * C_{peau} * (T_{sar} - T_{c2}) \quad \text{III.5}$$

$C_{p,Eau}$: Chaleur spécifique de l'eau.

$$C_{p,Eau} \text{ a } 29^\circ\text{C} = 4,214 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{K}$$

$$C_{p,Eau} = 1.01 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q_{sréf} = 264550,2646 \times 1.01 \times (271,4 - 122)$$

$$Q_{sréf} = 39919047,63 \text{ btu/h}$$

Alors d'après l'équation II.1 :

$$QT = 3785714,286 + 243212433,9 + 39919047,63$$

$$QT = 286917195,8 \text{ btu/h} = 302,7 \times 10 + 6 \text{ Kj/h}$$

$$QT = 84087.129 \text{ Kw}$$

III.2.3 Calcul du débit d'eau de refroidissement

$$m = \frac{Q_T}{C_P(T_{fe} - T_{fs})} \quad \text{II.6}$$

Avec :

m : Débit massique de l'eau de refroidissement (eau de mer).

$$m = \frac{286917195.5}{0.76 \times (104 - 71.6)}$$

$$m = 11651932,9 \text{ lb/h}$$

$$m = 5.28 \times 10^6 \text{ Kg/h}$$

III.2.4 Calcul de l'écart logarithmique moyen de température

L'étude de l'écart logarithmique moyen de température dans un appareil s'effectue en supposant que le coefficient global et les chaleurs spécifiques sont constants à tout point, et qu'il n'y a pas une perte thermique.

L'écart de température ΔTLM est déterminé à contre-courant par l'utilisation de l'équation suivante(II.7):

$$\Delta TLM = \frac{(T_{C1} - T_{FS}) - (T_{C2} - T_{Fe})}{\ln \frac{(T_{C1} - T_{FE})}{(T_{C2} - T_{Fe})}} \quad \text{III.7}$$

✓ **Fluide chaud (Vapeur d'eau)**

T_{c1} : température d'entrée de fluide chaud : $T_{c1} = 148^\circ \text{C}$

T_{c2} : température de sortie de fluide chaud : $T_{c2} = 50^\circ \text{C}$

✓ **Fluide froid (eau de mer) H2O**

T_{fe} : température d'entrée de fluide froid : $T_{fe} = 22^\circ \text{C}$

T_{fs} : température de sortie de fluide froid : $T_{fs} = 40^\circ \text{C}$

$$T_{c1} - T_{fs} = 148 - 40 = 108^\circ \text{C}$$

$$T_{c2} - T_{fe} = 50 - 22 = 28^\circ \text{C}$$

L'équation II.7 donne :

$$\Delta TLM = \frac{108 - 28}{\ln \frac{108}{28}}$$

$$\Delta TLM = 59,26^\circ \text{C}$$

III.2.5 Calcul du Facteur de correction F

$$E = Q/Q_{Max} = \frac{(T_{c1} - T_{ce})}{(T_{c1} - T_{Fe})} \quad \text{III.8}$$

$$E = \frac{148 - 50}{148 - 22}$$

$$E = 0.778$$

$$R = \frac{(Mcp)_{min}}{(Mcp)_{max}} \quad \text{III.9}$$

$$R = \frac{T_{fs} - T_{fe}}{T_{c1} - T_{c2}}$$

$$R = \frac{40 - 22}{148 - 50}$$

$$R = 0,184$$

$E = 0,778$ et $R = 0,184$ alors d'après annexe II ; $F = 0,98$

Donc on a un échangeur de type U2-n : 2 passes côté calandre et n passes côté tube. Nous choisissons $n = 2$ par conséquent on a : Echangeur U2-2

III.2.6 Calcul de la surface disponible Ad

$$Q_T = Ad * U_s * \Delta TLM * F \quad \text{III.10}$$

Q_T = Quantité de chaleur totale échangée (Btu /h)

U_s = Coefficient de transfert sale (Btu /h °F ft²)

$U_s = 400$ Btu /h °F ft² (voir annexe III)

La valeur de $U_s = 400$ Btu /h °F ft² est obtenue par itération dans une fourchette de valeurs comprises entre 250 et 500 Btu /h °F ft²

ΔTLM_c : Ecart de température corrigé en °F.

$$\Delta TLM_c = \Delta TLM * F \quad \text{III.11}$$

$$\Delta TLM_c = 138.67^\circ F \times 0.98$$

$$\Delta TLM_c = 135,897^\circ F$$

$$Ad = \frac{286917195,8}{0,98 * 138,67 * 400}$$

$$Ad = 5278,22 \text{ft}^2 = 490,36 \text{m}^2$$

III.2.7 Calcul du nombre de tubes

Le nombre de tubes est calculé à partir de la formule

$$Ad = N_t \times d_i \times L \times \pi$$

$$N_t = \frac{Ad}{d_i \times L \times \pi} \quad \text{III.12}$$

Avec:

d_i : Diamètre intérieur des tubes (ft)

L : Longueur de tube (20 ft)

Nt : Nombre de tubes

$$Nt = \frac{5278,22}{3,14 \times 0,0725 \times 20}$$

$$Nt = 1159,28 \text{ tubes}$$

D'après l'annexe IV le nombre de tubes le plus proche de 1160 est 1176 avec un diamètre de la calandre $D_c = 39\text{in} = 99,06\text{cm}$. De ce fait :

$$Nt = 1176 \text{ tubes}$$

III.2.8 Calcul des pertes de charge

III.2.8.1 Calcul de perte de charge côté tubes

$$\Delta P_{tube} = \frac{\rho v^2}{2} \left[\lambda' * \frac{n_p * l}{d_i} + 4n_p + 1.5 \right] \quad \text{III.13}$$

Avec :

ρ : Masse volumique de l'eau

v : Vitesse de l'eau

λ' : Facteur de frottement de Moody

ΔP_{tube} : Perte de charge côté tubes

n_p : Nombre de passes côté tubes

III.2.8.1.1 Détermination de facteur de frottement de Moody

$$\lambda' = 4 \times f_t$$

Le facteur de friction f_t est fonction du Reynolds côté tubes

III.2.8.1.2 Calcul du nombre de Reynolds côté tubes à la température moyenne de 31°C

Les propriétés physiques de l'eau de mer à 31 ° C sont :

$$\rho = 1024,5 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,8804 \times 10^{-3} \text{ pas}$$

On considère l'eau comme fluide peu visqueux

$$\text{Donc } 1 < v < 2 \text{ (m/s)}$$

$$\text{On prend } v = 1,25 \text{ m/s}$$

$$R_{etube} = \frac{\rho \times v \times d_i}{\mu} = \frac{1024,8 \times 1,25 \times 2,21 \times 10^{-2}}{0,8804 \times 10^{-3}} \quad \text{III.14}$$

$$R_{etube} = 32155,952$$

$$R_{etube} = 32155,952 \text{ alors } f_t = 0,014 \text{ (voir annexe V)}$$

$$\text{Alors } \lambda' = 4 \times 0,014$$

$$\lambda' = 0,056$$

Dimensionnement des équipements

$$\Delta P_{\text{tube}} = \frac{1024,8 \times 1,25^2}{2} \left[0,056 \times \frac{2 \times 6,096}{2,21 \times 10^{-2}} + 4 \times 2 + 1,5 \right]$$

$$\Delta P_{\text{tube}} = 32340, 25 \text{ Pa} = 0,323 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{\text{tube}} = \mathbf{0,323 \text{ bar} < 0,5 \text{ bar}}$$

La perte de charge côté tubes est inférieure à 0,5 bar, ce qui est une valeur acceptable.

III.2.8.2 Calcul de perte de charge côté calandre

$$\Delta P_{\text{calandre}} = n_{\text{chicane}} \Delta PL + (n_{\text{chicane}} + 1) \Delta PT \quad \text{III.15}$$

III.2.8.2.1 Calcul du nombre de chicanes

✓ **Espacement entre chicanes**

$$\frac{D_c}{5} < B < D_c$$

$$0,1981 < B < 0,9906$$

On prend $B = 0,57 \text{ m}$

$$n_{\text{chicane}} = \frac{L}{B} \quad \text{.III.16}$$

$$n_{\text{chicane}} = \frac{6,096}{0,57}$$

$$n_{\text{chicane}} = 10,69$$

$$n_{\text{chicane}} = 11$$

✓ **Perte de charge longitudinale**

$$\Delta P_L = \frac{G_L^2}{\rho_L} \quad \text{III.17}$$

Avec

ΔPL : Perte de charge longitudinale (Pa)

GL : Débit massique unitaire longitudinale de la phase liquide ($\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$)

$$GL = \frac{4 \cdot M}{\pi \cdot \varepsilon \cdot (D_c^2 - N_T \cdot d_e^2)} \quad \text{III.18}$$

ε : rapport de l'aire laissée libre par la chicane à l'aire de la section droite de la calandre. En générale $0,1 < \varepsilon < 0,4$

Prenons pour notre calcul $\varepsilon = 0,3$

$$GL = \frac{4 \times 120000}{3,14 \times 3600 \times 0,3 \times [0,9906^2 - 1176 \times (2,54 \times 10^{-2})^2]}$$

$$GL = 635,918 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\Delta PL = \frac{635,918^2}{1004,5}$$

$$\Delta PL = 402,58 \text{ Pa}$$

✓ **Perte de charge transversale**

$$\Delta p_t = N * f_T * \frac{G_T^2}{\rho_l} \quad \text{III.19}$$

ΔPT: perte de charge transversale totale (Pa)

GT : débit massique unitaire transversale (kg/m².s)

h : hauteur libre de la chicane h = 0,3m

et = el = 1 pouce et 1/4 = 3,175 cm : pas triangulaire

$$N = \frac{D_c - h}{\sqrt{e_t * e_l}} = \frac{0.9906 - 0.3}{0.03175} \quad \text{III.20}$$

$$N = 21,75$$

Débit massique unitaire transversal

$$G_T = \frac{M}{B * D_C * \left(\frac{e_t - d_e}{e_t}\right)}$$

$$GT = \frac{120000}{3600 * 0,57 * 0,9906 * \left(\frac{3,175 - 2,54}{3,175}\right)} = 295,172 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \quad \text{III.21}$$

✓ **Le facteur de friction**

$$f_t = 1.5 * \left[\frac{\mu_l}{G_t \sqrt{(e_t * e_l - d_0)}} \right] 0.2 \quad \text{III.22}$$

$$f_t = 1.5 \left[\frac{0.88 * 10^{-3}}{295.172 * \sqrt{(3.175 - 2.54) * 10^{-2}}} \right] 0.2$$

$$f_t = 3,24 * 10^{-1}$$

$$\Delta PT = 21,75 * 3,24 * 10^{-1} * \frac{295.172^2}{1004.5}$$

$$\Delta PT = 611,230 \text{ Kg/m} * \text{s}^2$$

D'après l'équation III.13

$$\Delta P_{\text{calandre}} = 11 * 402,58 + 12 * 611,230 = 11763,145$$

$$\Delta P_{\text{calandre}} = 11763,145 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{\text{calandre}} = \mathbf{0.118 \text{ bars}} < 0.5 \text{ bar}$$

La perte de charge côté calandre est **inférieure à 0,5 bar**, ce qui est une valeur acceptable.

III.2.9 Calcul du coefficient de film interne (hi) côté tubes

$$h_i = J_h \left(\frac{\lambda}{d_i} \right) \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \quad \text{III.23}$$

Avec :

J_h : Facteur de Colburn

C_p : la chaleur spécifique du fluide froid.

λ : Conductivité thermique du fluide froid

$$Re_{\text{tube}} = 32155,952 \text{ alors d'après l'annexe E; } J_h = 105$$

$$h_i = \frac{105 \times 0,324}{0,0725} \times \left(\frac{0,76 \times 2,13}{0,324} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 802,19 \text{ Btu /}^\circ\text{F ft}^2 \text{ h}$$

Ce coefficient est amené à être corrigé en le multipliant par le rapport des diamètres interne et externe :

$$h_{i0} = h_i * \frac{d_i}{d_e} \quad \text{III.24}$$

$$h_{i0} = 802,193 \times \frac{2,21}{2,54}$$

$$h_{i0} = 697,971 \text{ Btu /}^\circ\text{F ft}^2 \text{ h}$$

III.2.10 Calcul du coefficient de film interne (h₀) côté calandre

Généralement pour la vapeur d'eau le coefficient du film interne est une valeur donnée.

$$h_0 = 1500 \text{ (Btu/h ft}^2\text{ }^\circ\text{C)} = 7320 \text{ Kcal/h m}^2\text{ }^\circ\text{C}.$$

III.2.11 Calcul du coefficient de la résistance d'encrassement globale R_s

$$R_s = R_w + R_{si} + R_{so} \dots \quad \text{III.25}$$

Avec :

R_w (h ft² °F/Btu.): la résistance du métal (CuNi)

R_{si} (h ft² °F/Btu.): la résistance d'encrassement côté calandre.

R_{so} (h ft² °F/Btu.): la résistance d'encrassement côté tubes.

Pour un nouveau condenseur :

$$R_w = 0,00017 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu.}$$

$$R_{si} = R_{so} = 0$$

$$\text{Alors } R_s = 0,00017 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu.}$$

III.2.12 Calcul de coefficient d'échange global propre U_p

$$\frac{1}{u_p} = \frac{1}{h_{i0}} + \frac{1}{h_0} + R_s \quad \text{III.26}$$

$$\frac{1}{u_p} = \frac{1}{697,971} + \frac{1}{1500} + 0,00017$$

$$U_p = 440,646 \text{ Btu /}^\circ\text{F ft}^2 \text{ h.}$$

III.2.13 Calcul du rapport des deux coefficients globaux

$$R = \frac{U_p}{U_s} \quad \text{III.27}$$

R = 1.012 > 1 ; alors l'échangeur est surdimensionné et R-1 représente le surdimensionnement.

La nouvelle surface d'échange est donc :

$$A' = A_d + (R-1) A$$

Dimensionnement des équipements

b) Dimensionnement du condenseur du complexe GNL2/Z

Les conditions opératoires du complexe GNL1/Z sont identiques à celles du complexe GNL2/Z et par conséquent la procédure de calcul est la même en ajoutant une vanne de détente a la sortie du collecteur pour la détente des vapeurs de 4.5bars au 3.45 bars.

III.3.1 Caractéristiques de l'échangeur de chaleur

Pour réaliser le dimensionnement de l'échangeur, l'identification des données physiques des flux est indispensable. Dans les tableaux (IV.1) et (IV.2), nous avons exposé les données de base recueillies sur site et la documentation disponible.

Tableaux (III.4): Données de base du complexe GNL/Z

Fluides	Calandre (vapeur)	Tube (EDM)
Débits (lb/h)	264550,2646	
Températures (°F)	T _{c1} =298,4 T _{c2} =122	T _{fe} =71,6 T _{fs} =104
Masses volumiques (lb/ft³)	61,67	63,98
C_p (Btu/lb °F)	0,53	0,76
Viscosité (lb/ft. h):	0,029	2,13
Conduct (Btu/ ft. h . °F)	0,379	0,324

III.3.2 Calcul thermique

On établit un bilan thermique global de l'échangeur, en supposant que les pertes thermiques sont négligeables, donc la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle reçue par le fluide froid.

III.3.2.1 Quantité de chaleur côté calandre

La quantité de chaleur, QT est calculée par utilisation de l'équation suivante :

$$Q_T = Q_{Ref} + Q_{cond} + Q_{sref} \tag{III.28}$$

Avec :

Q_T: Quantité de chaleur totale perdue par le fluide chaud (btu/h)

Q_{réf}: Quantité de chaleur perdue lors de refroidissement (btu/h)

Q_{cond}: Quantité de chaleur perdue lors de la condensation (btu/h)

Q_{sref} : Quantité de chaleur perdue lors du sous refroidissement (btu/h)

Dimensionnement des équipements

✓ **Quantité de chaleur perdue lors de refroidissement (btu/h)**

$$Q_{réf} = M * C_p Vap * (T_{c1} - T_{sat}) \quad \text{III.29}$$

Avec :

M : Débit massique de la vapeur (lb / h).

Cp_{vap}: Chaleur spécifique de la vapeur (btu /lb °F).

Tc1 : Température d'entrée côté calandre (°F).

Tsat: Température à la saturation (°F).

AP=3.45bar, Tsat=133°C=271.4°F d'après le diagramme de la vapeur d'eau.

$$Q_{réf} = M * C_p Vap * (T_{c1} - T_{sat}) \quad \text{III.30}$$

$$Q_{réf} = 264550,2646 \times 0,53 \times (298,4 - 271,4)$$

$$Q_{réf} = 3785714,286 \text{ btu/h}$$

✓ **Quantité de chaleur perdue lors de la condensation (btu/h)**

$$Q_{cond} = M \times (h1 - h2) \quad \text{III.31}$$

Avec :

h1 : Enthalpie de la vapeur saturée

h2 : Enthalpie du liquide saturé à Tsat=133°C

T_{sat}= 133°C=274.1°F et donc

$$h1 = 2720 \text{ kJ/kg} = 1168,51 \text{ btu/lb et}$$

$$h2 = 580 \text{ kJ/kg} = 249,167 \text{ btu/lb}$$

$$Q_{cond} = 264550,2646 \times (1168,51 - 249,167)$$

$$Q_{cond} = 243212433,9 \text{ btu/h}$$

✓ **Quantité de chaleur perdue lors du sous refroidissement (btu/h)**

$$Q_{sref} = M * C_{peau} * (T_{sar} - T_{c2}) \quad \text{III.32}$$

Cp_{Eau} : Chaleur spécifique de l'eau.

$$CpEau \text{ a } 29^\circ C = 4,214 \text{ Kj/Kg}^\circ K$$

$$CpEau = 1.01 \text{ btu/lb}^\circ F$$

$$Q_{sréf} = 264550,2646 \times 1.01 \times (271,4 - 122)$$

$$Q_{sréf} = 39919047,63 \text{ btu/h}$$

Alors d'après l'équation II.1 :

$$QT = 3785714,286 + 243212433,9 + 39919047,63$$

$$QT = 286917195,8 \text{ btu/h} = 302,7 \times 10 + 6 \text{ Kj/h}$$

$$QT = \mathbf{84087.129Kw}$$

III.3.3 Calcul du débit d'eau de refroidissement

$$m = \frac{Q_T}{C_p(T_{fe} - T_{fs})} \quad \text{III.33}$$

Avec :

m : Débit massique de l'eau de refroidissement (eau de mer).

$$m = \frac{286917195.5}{0.76 \times (104 - 71.6)}$$

$$m = 11651932, 9 \text{ lb/h}$$

$$m = 5.28 \times 10 + 6 \text{ Kg/h}$$

III.3.4 Calcul de l'écart logarithmique moyen de température

L'écart de température ΔTLM est déterminé à contre-courant par l'utilisation de l'équation suivante (II.7):

$$\Delta TLM = \frac{(T_{c1} - T_{fs}) - (T_{c2} - T_{fe})}{\ln \frac{(T_{c1} - T_{fe})}{(T_{c2} - T_{fe})}} \quad \text{III.34}$$

✓ **Fluide chaud (Vapeur d'eau)**

T_{c1} : température d'entrée de fluide chaud : $T_{c1} = 148 \text{ }^\circ\text{C}$

T_{c2} : température de sortie de fluide chaud : $T_{c2} = 50^\circ\text{C}$

✓ **Fluide froid (eau de mer) H2O**

T_{fe} : température d'entrée de fluide froid : $T_{fe} = 22^\circ\text{C}$

T_{fs} : température de sortie de fluide froid : $T_{fs} = 40^\circ\text{C}$

$$T_{c1} - T_{fs} = 148 - 40 = 108^\circ\text{C}$$

$$T_{c2} - T_{fe} = 50 - 22 = 28^\circ\text{C}$$

L'équation II.7 donne :

$$\Delta TLM = \frac{108 - 28}{\ln \frac{108}{28}}$$

$$\Delta TLM = 59,26^\circ\text{C}$$

III.3.5 Calcul du Facteur de correction F

$$E = Q/Q_{\text{Max}} = \frac{(T_{c1} - T_{ce})}{(T_{c1} - T_{fe})} \quad \text{III.35}$$

$$E = \frac{148 - 50}{148 - 22}$$

$$E = 0.778$$

$$R = \frac{(Mcp)_{\text{min}}}{(Mcp)_{\text{max}}} \quad \text{III. 36}$$

$$R = \frac{T_{fs} - T_{fe}}{T_{c1} - T_{c2}}$$

$$R = \frac{40 - 22}{148 - 50}$$

$$R = 0,184$$

$$E = 0,778 \text{ et } R = 0,184 \text{ alors d'après annexe II ; } F = 0,98$$

Donc on a un échangeur de type U2-n

2 passes côté calandre et n passes côté tube. Nous choisissons n = 2 par conséquent on a :

Echangeur U2-2

III.3.6 Calcul de la surface disponible Ad

$$Q_T = Ad * U_s * \Delta TLM * F \quad \text{III.37}$$

Q_T = Quantité de chaleur totale échangée (Btu /h)

U_s = Coefficient de transfert sale (Btu /h °F ft²)

$U_s = 400 \text{ Btu /h °F ft}^2$ (voir annexe III)

La valeur de $U_s = 400 \text{ Btu /h °F ft}^2$ est obtenue par itération dans une fourchette de valeurs comprises entre 250 et 500 Btu /h °F ft²

ΔTLM_c : Ecart de température corrigé en °F.

$$\Delta TLM_c = \Delta TLM * F \quad \text{III.38}$$

$$\Delta TLM_c = 138,67^\circ F \times 0,98$$

$$\Delta TLM_c = 135,897^\circ F$$

$$Ad = \frac{286917195,8}{0,98 * 138,67 * 400}$$

$$Ad = 5278,22 \text{ ft}^2 = 490,36 \text{ m}^2$$

III.3.7 Calcul du nombre de tubes

Le nombre de tubes est calculé à partir de la formule suivante :

$$Ad = N_t \times d_i \times L \times \pi$$

$$N_t = \frac{Ad}{d_i \times L \times \pi} \quad \text{III.39}$$

Avec:

d_i : Diamètre intérieur des tubes (ft)

L : Longueur de tube (20 ft)

N_t : Nombre de tubes

$$N_t = \frac{5278,22}{3,14 \times 0,0725 \times 20}$$

$$N_t = 1159,28 \text{ tubes}$$

D'après l'annexe IV le nombre de tubes le plus proche de 1160 est 1176 avec un diamètre de la calandre $D_c = 39 \text{ in} = 99,06 \text{ cm}$. De ce fait :

$$N_t = 1176 \text{ tubes}$$

III.3.8 Calcul des pertes de charge

III.3.8.1 Calcul de perte de charge côté tubes

$$\Delta P_{tube} = \frac{\rho v^2}{2} \left[\lambda' * \frac{n_p * l}{d_i} + 4n_p + 1.5 \right] \quad \text{III.40}$$

Avec :

ρ : Masse volumique de l'eau

v : Vitesse de l'eau

λ' : Facteur de frottement de Moody

ΔP_{tube} : Perte de charge côté tubes

n_p : Nombre de passes côté tubes

III.3.8.1.1 Détermination de facteur de frottement de Moody

$$\lambda' = 4 \times f_t$$

Le facteur de friction f_t est fonction du Reynolds côté tubes

III.3.8.1.2 Calculons le nombre de Reynolds côté tubes à la température moyenne de 31°C

Les propriétés physiques de l'eau de mer à 31 ° C sont

$$\rho = 1024,5 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,8804 \times 10^{-3} \text{ pas}$$

On considère l'eau comme fluide peu visqueux

$$\text{Donc } 1 < v < 2 \text{ (m/s)}$$

$$\text{On prend } v = 1,25 \text{ m/s}$$

$$R_{\text{tube}} = \frac{\rho \times v \times d_i}{\mu} = \frac{1024,8 \times 1,25 \times 2,21 \times 10^{-2}}{0,8804 \times 10^{-3}} \quad \text{III.41}$$

$$R_{\text{tube}} = 32155,952$$

$$R_{\text{tube}} = 32155,952 \text{ alors } f_t = 0,014 \text{ (voir annexe V)}$$

$$\text{Alors } \lambda' = 4 \times 0,014$$

$$\lambda' = \mathbf{0,056}$$

$$\Delta P_{\text{tube}} = \frac{1024,8 \times 1,25^2}{2} \left[0,056 \times \frac{2 \times 6,096}{2,21 \times 10^{-2}} + 4 \times 2 + 1,5 \right]$$

$$\Delta P_{\text{tube}} = 32340,25 \text{ Pa} = 0,323 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{\text{tube}} = \mathbf{0,323 \text{ bar} < 0,5 \text{ bar}}$$

La perte de charge côté tubes est inférieure à 0,5 bar, ce qui est une valeur acceptable.

III.3.8.2 Calcul de perte de charge côté calandre

$$\Delta P_{\text{calandre}} = n_{\text{chicane}} * \Delta PL + (n_{\text{chicane}} + 1) * \Delta PT \quad \text{III.42}$$

III.3.8.2.1 Calcul du nombre de chicanes

✓ **Espacement entre chicanes**

$$\frac{Dc}{5} < B < Dc$$

$$0,1981 < B < 0,9906$$

On prend $B = 0,57m$

$$n_{chicane} = \frac{L}{B} \tag{III.43}$$

$$n_{chicane} = \frac{6.096}{0.57}$$

$$n_{chicane} = 10.69$$

$$n_{chicane} = 11$$

✓ **Perte de charge longitudinale**

$$\Delta P_L = \frac{G_L^2}{\rho_L} \tag{III.44}$$

Avec

ΔP_L : Perte de charge longitudinale (Pa)

G_L : Débit massique unitaire longitudinale de la phase liquide (kg/m².s)

$$G_L = \frac{4 * M}{\pi * \epsilon * (D_c^2 - N_T * d_e^2)} \tag{III.45}$$

ϵ : rapport de l'aire laissée libre par la chicane à l'aire de la section droite de la calandre. En générale $0,1 < \epsilon < 0,4$

Prenons pour notre calcul $\epsilon = 0,3$

$$G_L = \frac{4 \times 120000}{3,14 \times 3600 \times 0,3 \times [0,9906^2 - 1176 \times (2,54 * 10^{-2})^2]}$$

$$G_L = 635,918 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\Delta P_L = \frac{635,918^2}{1004,5}$$

$$\Delta P_L = 402,58 \text{ Pa}$$

✓ **Perte de charge transversale**

$$\Delta p_t = N * f_T * \frac{G_T^2}{\rho_l} \tag{III.46}$$

ΔP_T : perte de charge transversale totale (Pa)

G_T : débit massique unitaire transversale (kg/m².s)

h : hauteur libre de la chicane $h = 0,3m$

et = el = 1 pouce et 1/4 = 3,175 cm : pas triangulaire

$$N = \frac{Dc - h}{\sqrt{et \times el}} = \frac{0.9906 - 0.3}{0.03175} \tag{III.47}$$

$$N=21,75$$

Débit massique unitaire transversal

$$G_T = \frac{M}{B * D_C * \left(\frac{e_t - d_e}{e_t}\right)} \quad \text{III.48}$$

$$G_T = \frac{120000}{3600 \times 0,57 \times 0,9906 \times \left(\frac{3,175 - 2,54}{3,175}\right)} = 295,172 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

✓ **Le facteur de friction**

$$f_t = 1,5 * \left[\frac{\mu_l}{G_t \sqrt{(e_t * e_l - d_0)}} \right] 0,2 \quad \text{III.49}$$

$$f_t = 1,5 \left[\frac{0,88 * 10^{-3}}{295,172 \times (3,175 - 2,54) \times 10^{-2}} \right] 0,2$$

$$f_t = 3,24 \times 10^{-1}$$

$$\Delta P_T = 21,75 \times 3,24 \times 10^{-1} \times \frac{295,172^2}{1004,5}$$

$$\Delta P_T = 611,230 \text{ Kg/m} * \text{s}^2$$

D'après l'équation III.42

$$\Delta P_{\text{calandre}} = 11 \times 402,58 + 12 \times 611,230 = 11763,145$$

$$\Delta P_{\text{calandre}} = 11763,145 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{\text{calandre}} = \mathbf{0,118 \text{ bars}} < 0,5 \text{ bar}$$

La perte de charge côté calandre est **inférieure à 0,5 bar**, ce qui est une valeur acceptable.

III.3.9 Calcul du coefficient de film interne (hi) côté tubes

$$h_i = J_h \left(\frac{\lambda}{d_i} \right) \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \quad \text{III.50}$$

Avec

J_h : Facteur de Colburn

C_p : la chaleur spécifique du fluide froid.

λ : Conductivité thermique du fluide froid

$Re_{\text{tube}} = 32155,952$ alors d'après l'annexe E; $J_h = 105$

$$h_i = \frac{105 \times 0,324}{0,0725} \times \left(\frac{0,76 \times 2,13}{0,324} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 802,19 \text{ Btu /}^\circ\text{F ft}^2 \text{ h}$$

Ce coefficient est amené à être corrigé en le multipliant par le rapport des diamètres interne et externe :

$$h_{i0} = h_i * \frac{d_i}{d_e} \quad \text{III.51}$$

$$h_{i0} = 802,193 \times \frac{2,21}{2,54}$$

$$h_{i0} = 697,971 \text{ Btu /}^\circ\text{F ft}^2 \text{ h}$$

III.3.10 Calcul du coefficient de film interne (h_0) côté calandre

Généralement pour la vapeur d'eau le coefficient du film interne est une valeur donnée.

$$h_0 = 1500 \text{ (Btu/h ft}^2\text{ }^\circ\text{C)} = 7320 \text{ Kcal/h m}^2\text{ }^\circ\text{C}.$$

III.3.11 Calcul du coefficient de la résistance d'encrassement globale R_s

$$R_s = R_w + R_{si} + R_{so} \quad \text{III.52}$$

Avec

R_w (h ft² °F/Btu.): la résistance du métal (CuNi)

R_{si} (h ft² °F/Btu.): la résistance d'encrassement côté calandre.

R_{so} (h ft² °F/Btu.): la résistance d'encrassement côté tubes.

Pour un nouveau condenseur

$$R_w = 0,00017 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu.}$$

$$R_{si} = R_{so} = 0$$

Alors $R_s = 0,00017 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu.}$

III.3.12 Calcul de coefficient d'échange global propre U_p :

$$\frac{1}{u_p} = \frac{1}{h_{i0}} + \frac{1}{h_0} + R_s \quad \text{III.53}$$

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{697,971} + \frac{1}{1500} + 0,00017$$

$$U_p = 440,646 \text{ Btu /}^\circ\text{F ft}^2 \text{ h.}$$

III.3.13 Calcul du rapport des deux coefficients globaux

$$R = \frac{U_p}{U_s} \quad \text{III.54}$$

$R = 1,012 > 1$; alors l'échangeur est surdimensionné et $R-1$ représente le surdimensionnement.

La nouvelle surface d'échange est donc :

$$A' = A_d + (R-1) A$$

III.3.14 Tableau récapitulatif

Dans ce qui suit, nous présentons un tableau récapitulatif résumant les caractéristiques et les résultats obtenus (en unités Anglo-Saxonnes et internationales) :

Type de tube : 1BWG 12

Echangeur horizontal de tube en U

Tableau III.5 : Tableau récapitulatif des résultats du dimensionnement du condenseur

Caractéristiques	Résultats		
	Unités	Unités Anglo-Saxonnes	Unités internationales
Puissance thermique de l'appareil		286917195,8 btu/h	$302,715 \times 10^{+6}$ kJ/h
Débit massique de vapeur		264550,2646 lb/h	$119,99 \times 10^{+3}$ kg/h
Débit massique d'EDM		11651932,9 lb/h	$5,285 \times 10^{+6}$ kg/h
ΔTLM		138,67°F	59,26°C
Diamètre extérieur de		0,0833 ft	0,0254 m
Diamètre intérieur di		0,0725 ft	0,0221 m
Nombre de tubes		1178	1178
Reynolds (Ret) côté tube		32155.952	
Surface d'échange As		5278,22ft ²	490,36m ²
Longueur de tube		20 ft	6,096 m
Diamètre de calandre		3,25 ft	0,9906m
Pas		0,104 ft	0,0317 m
Nombre de chicanes (Nc)		11	
Espacement entre chicanes		1,870ft	0,57 m
Pertes de charge côté tubes		4,684 psia	0,323 bar
Pertes de charge côté calandre		1,145 psia	0,079 bar

Tableau III.5 : Tableau récapitulatif des résultats du dimensionnement du condenseur

III.4 fiche technique du condenseur

Le condenseur à installer est du type faisceau horizontal avec des tubes en U avec une surface d'échange de 490,63 m² avec les spécifications suivantes :

Tableau III.6 : La fiche technique du condenseur à installer

Caractéristiques	Côté calandre	Côté tubes
Fluide en circulation	La vapeur d'eau	L'eau de refroidissement (eau de mer)
Débit massique de fluide introduit (kg/h)	120000	$5,285 \times 10^{+6}$
température d'entrée (°C)	148	22
température de sortie (°C)	50	40
Perte de charge (bar)	0,079	0.323
Chaleur échangée (kJ/h)	$302,7146 \times 10^{+6}$	
Tubes No.1176	Longueur : 6,096 m	Pas : 0,0317 m

III.5 DIMENSIONNEMENT DU BAC DE STOCKAGE

Après avoir effectué le dimensionnement de l'échangeur, nous allons dimensionner un bac de stockage ayant la capacité de stocker l'eau condensée venant de cet échangeur.

Rappelons que le débit maximum de cette eau est de 120 m³/h. Il nous faut alors un bac de stockage pouvant contenir cette eau avec un temps de rétention de 5 mn. Pour raison économique, nous allons vérifier si le bac de stockage (existant) qui alimente le dégazeur peut contenir cette eau.

L'objectif de cette partie n'est donc pas de faire une étude complète de dimensionnement et d'installation d'un nouveau bac de stockage mais de vérifier si le bac de stockage existant peut nous servir. Ceci nous éviterait d'acheter un autre bac de stockage.

Néanmoins, nous allons donner quelques notions sur les critères d'installation d'un bac de stockage.

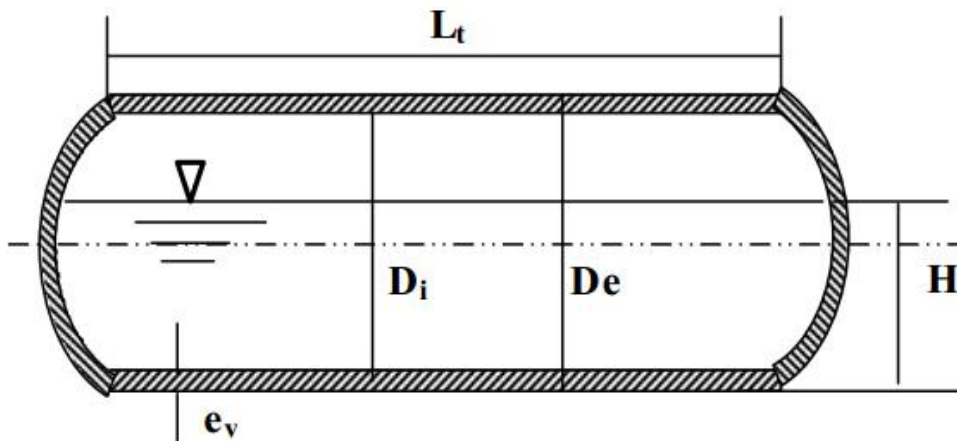


Figure III.2 : Schéma d'un réservoir de stockage cylindrique

Avec :

H: Hauteur du bac

Di: Diamètre intérieur

De: Diamètre extérieur

ev : Epaisseur de la virole

Lt : La longueur du réservoir.

III.5.1 choix du réservoir de stockage

III.5.1.1 Critères de choix

Les critères de choix d'un type de réservoir à installer dans un site sont assez nombreux.

Cependant, on peut retenir ceux-ci :

- ✓ L'implantation : Le bac de stockage se trouve à 85 mètres du train 400.
- ✓ Conditions du site.
- ✓ Conditions de service : Les conditions de service englobent la densité du produit, la température, la pression.
- ✓ Choix de matériaux : Les réservoirs de stockage atmosphériques sont réalisés en acier au carbone.
- ✓ Nature du sol

III.5.2 Détermination préliminaire des dimensions du réservoir

Des études menées concernant les réservoirs ont permis d'établir des relations entre certaines dimensions du réservoir (Réf : Techniques de l'ingénieur)

On a :

$$Di = 1.405 \times V^{1/3} \quad .III.55$$

Avec :

V : Volume du réservoir et Di= Diamètre intérieur du réservoir.

Ainsi nous allons pouvoir déterminer la hauteur de l'eau dans le réservoir H.

$$H = \frac{4*v}{\pi*Di^2} \quad III.56$$

Dimensionnement des équipements

La hauteur libre du niveau de l'eau jusqu'à la couverture est déterminée par la relation suivante:

$$H_l = 0.1 * D_i \quad \text{III.57}$$

La hauteur totale est donc :

$$H_t = H + H_l \quad \text{III.58}$$

III.5.3 Dimensionnement mécanique

Les réservoirs de stockage sont construits avec de l'acier ayant certaines propriétés particulières tel que l'acier faiblement allié, résistant à la corrosion, ayant une faible masse volumique, une limite élastique élevée, garantissant une bonne soudabilité et caractérisé par une faible conductivité thermique. Le dimensionnement mécanique des réservoirs, consiste en premier lieu à choisir le matériau à utiliser sur la base de considérations technico-économiques, en second lieu, il s'agit de déterminer l'épaisseur optimale de métal pour que le réservoir soit apte à résister à une pression de stockage donnée.

III.5.3.1 Calcul de l'épaisseur de la virole

L'épaisseur des tôles de virole est déterminée par la contrainte hydraulique. Elle se calcule par la formule suivante :

$$ev = \frac{D_i(H-0.3d)}{2*3*K*S} + C + T \quad \text{III.59}$$

Avec :

ev : Epaisseur en mm.

Di: Diamètre intérieur du réservoir en mètre.

H : Hauteur de remplissage en mètre.

d : Densité du liquide (étant donné que c'est un réservoir d'eau, on prendra d=1 pour le calcul de l'épaisseur des viroles).

S : Contrainte admissible kgf/mm².

K : Coefficient de joint soudé; le coefficient de joint sera égal à 1 dans le cas de contrôle radiographique des soudures tel que défini par le code API6S0.

T : Tolérance en moins admissible sur l'épaisseur des tôles suivant les normes (en mm).

C : Épaisseur de corrosion en mm ; pour un liquide corrosif comme l'eau, C sera pris égal à 0 mm. Ce qui est le cas ici.

III.6 Calcul des dimensions du bac de stockage

III.6.1 Calcul du diamètre intérieur du réservoir

D'après l'équation (III.55) on a :

$$D_i = 1,405 \times 120^{\frac{1}{3}}$$

$$D_i = 6,93 \text{ m}$$

III.6.2 Calcul de la hauteur de l'eau dans le réservoir

En appliquant l'équation (III.56) on a :

$$H = \frac{4 * 120}{\pi * 6.93^2}$$

$$H = 3,183 \text{ m}$$

III.6.3 Calcul de la hauteur libre du niveau de l'eau jusqu'à la couverture

On applique l'équation (III.57) on a :

$$H_l = 0,1 \times 6,93$$

$$H_l = 0,693 \text{ m}$$

III.6.4 Calcul de la hauteur totale du cylindre

D'après l'équation (III.58) on a :

$$H_t = 3,183 + 0,693$$

$$H_t = 3,876 \text{ m}$$

Tableau III.7: Caractéristiques géométriques du réservoir

Paramètre	Valeurs
Diamètre intérieur du réservoir	6,93 m
Hauteur totale du réservoir	3,876 m
Volume	120 m ³
Forme du toit	Hémisphérique
Conditions d'étude	Densité de calcul = 1
Température	T = 50°C
Matériaux	l'acier

✓ Caractéristiques du bac de stockage qui alimente le dégazeur

Le bac de stockage qui alimente le dégazeur a les dimensions suivantes

Débit : 2500 m³

Diamètre intérieur : 14,935 m

Longueur : 17,393 m

Hauteur : 15 m

Dimensionnement des équipements

Ce bac de stockage qui alimente le dégazeur recevait auparavant les retours condensats de chaque train, et un apport d'eau d'alimentation provenant des réservoirs d'eau distillée. Avec l'eau récupérée, on réduit la production d'eau distillée.

Les calculs montrent que le bac de stockage existant est assez grand pour contenir en plus des retours condensats qu'il recevait habituellement, notre eau récupérée.

De ce fait, nous n'aurons plus à acheter un nouveau bac de stockage, nous nous contenterons seulement du bac existant.

III.7 Conclusion

Dans cette partie de notre travail, nous avons procédé aux calculs des dimensions du bac de stockage qui serait placé après l'échangeur et ayant pour but de contenir l'eau condensée. Nous retenons enfin de compte, qu'il ne sera pas nécessaire d'acheter un nouveau bac de stockage. L'ancien bac se trouvant juste avant le dégazeur est assez grand pour contenir en plus des retours condensats habituellement acheminés vers lui, notre eau condensée et ceci en lieu et place de l'eau distillée qu'il recevait aussi.

IV.1 Généralités sur la simulation

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil des logiciels de simulation.

Les simulateurs existants tels que AspenPlus, 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.

IV.1.1 définition

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement.

Autrement dit, la simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires.

IV.1.2 Présentation du logiciel de simulation

Tout simulateur de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants:

1. Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
2. Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD : Process Flow Diagram).
3. Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement: réacteurs, colonnes de distillation, ballons de séparation, échangeurs de chaleur,...etc.
4. Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

IV.1.3 Généralités sur Hysys

IV.1.3.1 introduction

Le logiciel Hysys est l'un des plus puissants programmes dans le domaine de la simulation et du design plant qui existent. Il a été conçu par la société HYPROTECH, par la suite, compte tenu du grand essor qu'il a connu auprès des firmes et des utilisateurs, plusieurs entreprises ont concouru afin d'obtenir les droits d'auteur jusqu'à ce que ASPENTECH réussisse finalement à acheter HYPROTECH et détenir les droits exclusifs sur Hysys après l'insertion de quelques fonctionnalités.

IV.1.3.2 Mode de fonctionnement

•À l'état stationnaire (steady state). La simulation statique d'un procédé vise à définir les propriétés des flux (débit, température, fraction vaporisée), ainsi que les bilans de matière et d'énergie en régime stabilisé.

•À l'état dynamique (dynamic state). La simulation dynamique d'un procédé vise à définir les propriétés des courants en fonction du temps, pendant des situations transitoires ou le régime n'est pas stable.

IV.1.3.3 Domaine d'application

- Procédés de l'industrie gazière.
- Procédés de raffinage et de la pétrochimie

IV.1.3.4 Fonctionnement de HYSYS

Pour réaliser une simulation avec le HYSYS, les étapes nécessaires sont :

1. Choix des composés.
2. Sélection d'un modèle thermodynamique.
3. Construction du PFD.
4. Spécification des courants et des unités.
5. Exécution du programme de simulation
6. HYSYS peut aussi dimensionner quelques équipements (conduites, ballons et colonnes).

IV.1.3.5 Structure générale du HYSYS

La figure ci-dessus représente une structure générale de simulateur connu sous le nom AspenTech Hysys', avec ses modèles et solution.

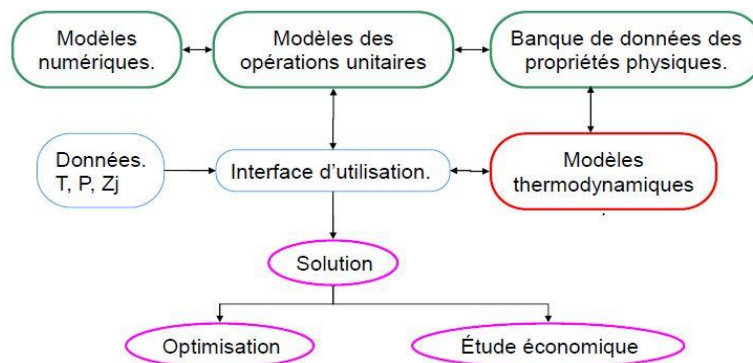


Figure IV.2 : Structure générale du HYSYS

IV.2 Simulation du procédé proposé pour la récupération des gaz de vapeur

I.V.2.1 Simulation du procédé proposé pour la récupération des gaz de vapeur ‘complexe GNL1/Z’

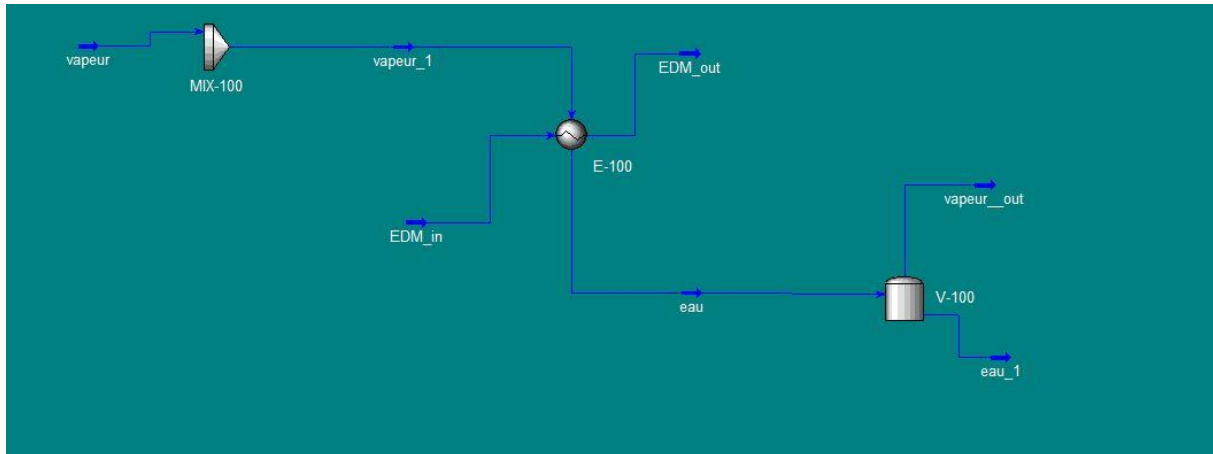


Figure IV.3 : Simulation du procédé proposé pour la récupération des gaz de vapeur ‘GNL1/Z’

-La figure ci-dessus représente une simulation sur Hysys de notre procédé proposé pour la récupération des gaz de vapeur dégagé par les trains dans le complexe GNL1/Z

Avec :

vapeur : la vapeur dégagée par les trains.

MIX-100: un collecteur des fumées.

E-100 : l'échangeur de chaleur (condenseur).

EDM_in : Eau de mer entrant.

EDM_out : Eau de mer sortant.

Eau : eau après refroidissement.

Vapeur_out : la vapeur sortant du bac .

V-101 : bac de stockage

Eau_1 : l'eau destinée vers dégazeur

IV.2.2 Simulation du procédé proposé pour la récupération des gaz de vapeur ‘complexe GNL2/Z’

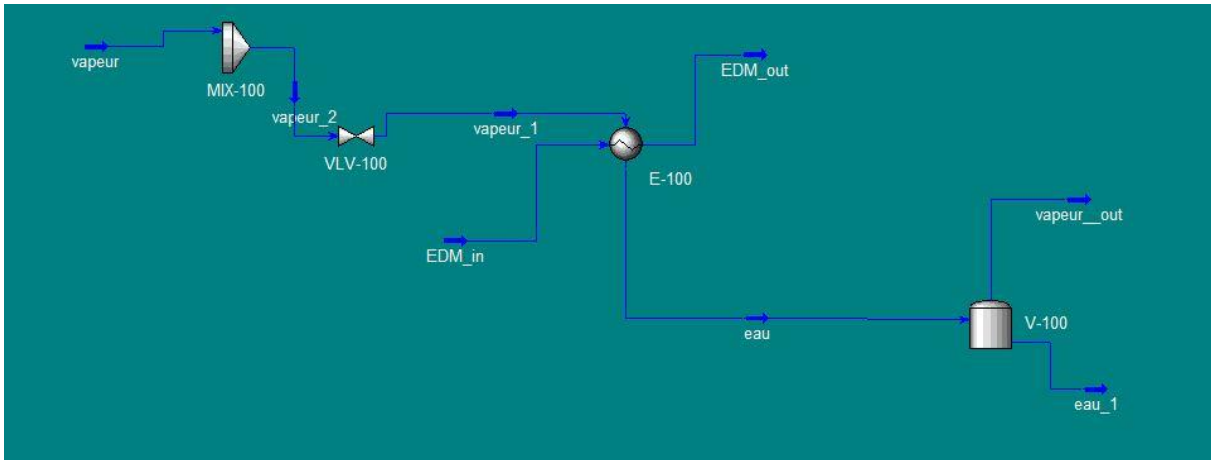


Figure IV.4 : Simulation du procédé proposé pour la récupération des gaz de vapeur ‘GNL2/Z’

-La figure ci-dessus représente une simulation sur Hysys de notre procédé proposé pour la récupération des gaz de vapeur dégagé par les trains dans le complexe GNL2/Z.

Avec :

Vapeur : la vapeur dégagée par les trains.

MIX-100 : un collecteur des fumées.

Vapeur_2 : la vapeur avant détente.

VLV-100 : vanne de détente.

Vapeur_1 : la vapeur après détente.

E-100 : l'échangeur de chaleur (condenseur).

EDM_in : Eau de mer entrant.

EDM_out : Eau de mer sortant.

Eau : eau après refroidissement

V-101 : bac de stockage.

Vapeur_out : la vapeur dégagé.

Eau_1 : l'eau destinée vers dégazeur.

-La figure ci-dessus représente la composition chimique du Stream final après la récupération destinée vers dégazeur du complexe GNL2/Z.

IV.4 CONCLUSION

D'après les résultats obtenu dans le Stream final de vapeur des 2 complexes (GNL1/Z et GNL2/Z) la récupération de la vapeur d'eau des fumées a été complète avec un pourcentage de 100% de vapeur récupérée

Conclusion Générale

Au niveau des postes de détente du complexe GL1/Z, il se pose un problème de perte d'excès de vapeur 3.45 bar avec un débit d'échappement vers l'atmosphère estimé à (120 t/h) quand les six trains sont en arrêt. Ce problème a suscité notre curiosité. Après que toutes les tentatives de résolution en amont aient échouées, nous avons opté pour une ultime solution.

Cette solution consiste à installer un condenseur de récupération de la vapeur perdue. Nous avons procédé donc au dimensionnement de ce condenseur. Nous avons fait finalement une simulation de notre projet sur le simulateur Hysys et le résultat est très intéressant : une récupération de 99.6% d'eau.

Les dimensions des différents équipements nécessaires pour la réalisation de ce projet sont résumées comme suit :

Paramètre	Valeurs
Diamètre intérieur du réservoir	6,93 m
Hauteur totale du réservoir	3,876 m
Volume	120 m ³
Forme du toit	Hémisphérique
Conditions d'étude	Densité de calcul = 1
Température	T = 50°C
Matériaux	Le matériau utilisé est de l'acier

Références Bibliographiques :

- [1] **BJORN LOMBORG**, *Changement climatique et effet de serre additionnel d'origine anthropique*, in *Annales de Géographie* n° 617, janvier février 2001.
- [2] **M-H AUBERT**, *Rapport fait au nom de la Commission des Affaires Etrangères sur le projet de loi autorisant l'approbation du Protocole de Kyoto à la convention cadre des Nations Unies sur les changements climatiques*, mars 2000.
- [3] **SARAH MARNIESSE ET EWA FILIPIAK**, *lutte contre l'effet de serre Enjeux & Débats Agence Française de Développement*, 2003.
- [4] **PNUE & UNFCCC**, *Changements climatiques, Fiches informatives*, juillet 2001.
- [5] **J-L BAL, F. MOISAN, A. MORCHEOINE**, *les technologies de réduction des émissions de gaz à effet de serre*.
- [6] *Conférence de PAUL BROUTIN (Chef de Projet IFP, Coordinateur du Projet Capture du CO2 au sein du Projet Européen « CASTOR ») le 11/10/2007 à l'IFP Solaize.*
- [7] *Climatechallengedes-infos-en-mots-et-en-images/le-changement-climatique/les-hommes-et-le-climat/aperçu-des-gaz-a-effet-de-serre/vapeur-deau.aspx*
- [8] **Gretchen Cook-Anderson, Chris Rink et Julia Cole**, « Clouds Caused By Aircraft Exhaust May Warm The U.S. Climate »
- [9] **P. WUITHIER**, *le pétrole raffinage et génie chimique, deuxième édition, Tome 1 et tome 2, collection : science et technique de pétrole, édition TECHNIP*, 1972.
- [10] **A. BONTEMPS, A. GARRIGUE, C. GOUBIER, J. HUETZ, C. MARVILLET, P. MERCIER, R. VIDIL**, *Technologie des échangeurs thermiques, Editions Techniques de l'Ingénieur*