

Faculty of Sciences and Technology
Department of Process Engineering
Ref :...../U.M/F.S.T/2026

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2026

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés
Option: Génie chimique

THÈME

ETUDE DE FAISABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION
D'ETHANE AU NIVEAU DU COMPLEXE GL3/Z

Présenté par

1- Berrezoug Wafaa

Soutenu le 30/09/2026 devant le jury composé de :

Présidente :	BELKAFOUF Nour El Houda	MCB	Université de Mostaganem
Examinatrice :	MOHAMED SEGHIR Zahira	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	SAIDJ Merzouk	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Dédicaces

Avec un énorme plaisir et une immense joie que je dédie ce travail
Aux étoiles qui éclairent ma vie, à ma source de tendresse : « Mes chers parents ».

Que nulle dédicace ne puisse exprimer mes sincères sentiments, pour leur patience illimitée,
leur encouragement continu, leur aide, en témoignage de mon profond amour et respect pour
leur grand sacrifices.

A mes très chères sœurs : MANEL, SAFIA ET MERIEM et mon cher frère : ABDOU, ma
belle-sœur AMINA et dernièrement mes neveux AMINE, YACINE , OUSSEMA et
WISSAL pour leur grand amour et leur soutien avec mes souhaits de bonheur, de santé et de
succès.

A mes amis qui sans leur encouragement ce travail n'aura jamais vu le jour.

Remerciements

Toute ma gratitude et mes remerciements vont d'abord au Bon Dieu, le Tout-Puissant, qui m'a donné la force, le courage et la volonté nécessaires pour mener à bien ce travail. C'est avec une profonde reconnaissance et une considération particulière que je remercie mon encadreur, Monsieur Dr. SAIDJ MERZOUK, pour son aide précieuse, ses conseils avisés et son accompagnement tout au long de l'élaboration de cette mémoire de fin d'étude.

Je tiens à adresser mes sincères remerciements aux membres du jury, Dr. BELKAFOUF Nour El Houda et Dr. MOHAMED SEGHIR Zahira, pour l'honneur qu'ils me font en acceptant d'évaluer mon travail. Je leur suis également reconnaissante pour leur présence, leur attention et leurs précieuses remarques qui contribueront à enrichir ce travail.

J'adresse également mes remerciements sincères à l'ensemble du personnel de la Production, et plus particulièrement à :

- Monsieur CHAKIB, chef du département Production,
- Monsieur BAHY Kamel, chef de zone Fabrication,
- Monsieur BOULOUFA Mohamed, ingénieur de quart « B »,
- Monsieur BOUAZZA Mohamed El Amine, chef de service du Système Numérique de Contrôle et de Commande.

Je les remercie pour leur accueil chaleureux, leur soutien précieux, leur disponibilité et l'exemplarité de leur esprit d'équipe et de leur bonne humeur au quotidien.

Enfin, j'exprime ma reconnaissance la plus sincère à ma famille, ainsi qu'à toutes les personnes qui ont contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce travail.

SOMMAIRE

Introduction générale	1
Chapitre 1 : Description du complexe GL3/Z	2
1.1. Historique du complexe GL3/Z	3
1.2. Présentation du complexe GL3/Z	3
1.3. Fiche technique du complexe GL3/Z	3
1.4. Description des principales installations du complexe GL3/Z	4
1.5. Conception et principe de fonctionnement	5
1.5.1. Principe de fonctionnement du train	5
1.5.2. Philosophie de projet	5
1.5.3. Zone de fabrication	7
1.5.4. Les zones de procédé	10
1.5.4.1. Zone des utilités	10
1.5.4.2. Zone de fabrication	13
1.5.4.3. Zone terminale, stockage et expédition	17
 Chapitre 2 : Généralités sur l'éthane	19
2.1. Introduction	20
2.2. Généralités sur l'éthane	20
2.2.1. Propriétés physico-chimiques	20
2.2.2. Propriétés thermodynamiques et comportement de l'éthane	22
2.2.3. Utilisations de l'éthane	23
 Chapitre 3 : Procédé de liquéfaction de l'éthane	25
3.1. Présentation du logiciel Aspen HYSYS	26
3.2. Fonctionnalités principales	26
3.3. Description détaillée du procédé de liquéfaction de l'éthane	28
3.3.1. Objectif du procédé	28
3.3.2. Compression de l'éthane	28
3.3.3. Pré-refroidissement avec propane (C3-BP)	28
3.3.4. Liquéfaction par réfrigérant mixte (MR)	28
3.3.5. Détente Joule-Thomson (VLV-100)	29

3.3.6. Diagramme de Mollier du cycle de liquéfaction	29
3.4. Dimensionnement des équipements de liquéfaction de l'éthane	28
3.4.1. Dimensionnement du nouvel échangeur éthane-propane BP	30
3.4.2. Dimensionnement du nouvel échangeur éthane-MR	32
3.4.3. Dimensionnement du bac de stockage	33
Chapitre 4 : Évaluation économique du projet	35
4.1. Estimation du prix des équipements	36
4.1.1. Échangeur tubulaire	36
4.1.2. Échangeur à plaques	39
4.1.3. Vannes de détente Joule-Thomson	38
4.1.4 Estimation du coût de la pompe d'éthane liquide	39
4.2. Estimation du coût global du projet	40
4.3. Calcul de la rentabilité	41
4.4. Analyse des résultats : Est-ce que ce gain mérite l'investissement ?	42
Conclusion générale	44
Références bibliographiques	45

Listes des abréviations

11-MD01 : Ballon d'aspiration.

12-MC22 : Échangeur à plaques.

15- MC05 : Échangeur cryogénique principal.

16-MD01 : Ballon d'aspiration du compresseur de MR BP.

16-MD08 : Ballon de séparation MR.

17- MD04 : Dépropaniseur.

17-MC02 : Boîte froide de récupération des liquides de gaz naturel (LGN).

17-MC03 : Refroidisseur de sortie du compresseur de gaz résiduel.

17-MC07 : Rebouilleur du dééthaniseur.

17-MC08 : Condenseur du déméthaniseur.

17-MD01 : Déméthaniseur.

17-MD02 : Dééthaniseur.

17-MD03 : Ballon de reflux du dééthaniseur.

17-MD06 : Débutaniseur.

17-MD18 : Ballon de détente du déméthaniseur.

17-MJ01 : Compresseur du turboexpander

17-MJ08 : Compresseur de propane auxiliaire

20-MC001 : Nouveau échangeur tubulaire.

20-MC002 : Nouveau échangeur à plaques.

3D : Trois dimensions.

APCI: Air Product Chemical Incorporation.

BASF : Usine de production d'aniline et de soude de Bade (Badische Anilin & Soda-Fabrik).

BDW: Blow Down Warm.

BOG: Boil-off gas.

BP: basse pression.

BTU: British Thermal Unit.

Liste des figures

Figure 1.1 : Vue générale du complexe GL3/Z	7
Figure 1.2: Processus APCI montrant le cycle propane	15
Figure 1.3: Processus APCI montrant le cycle MR	16
Figure 2.1 : Graphique de pression de vapeur en fonction de la température	21
Figure 2.2 : Diagramme de Mollier de l'éthane	22
Figure 2.3 : Potentiel d'éthane – Exemple du Canada	24
Figure 3.1 : Schéma PFD du procédé de liquéfaction de l'éthane	27
Figure 3.2 : Diagramme du cycle de liquéfaction de l'éthane	30
Figure 3.3 : Exemple d'un réservoir à intégrité totale	34
Figure 4.1 : Fluctuation des prix de l'éthane en 2026	42

Liste des tableaux

Tableau 2.1 : Propriétés physiques de l'éthane	20
Tableau 3.1 : Données pour le dimensionnement de l'échangeur	31
Tableau 3.2 : Résultats de dimensionnement de l'échangeur tubulaire	32
Tableau 3.3 : Caractéristiques de l'échangeur de chaleur à plaques	33
Tableau 3.4 : Résultats de dimensionnement de l'échangeur à plaques	34
Tableau 4.1 : Estimations financières pour l'échangeur tubulaire	37
Tableau 4.2 : Estimations financières pour l'échangeur à plaques	38
Tableau 4.3 : Coûts des vannes Joule-Thomson	41
Tableau 4.4 : Estimation du coût du projet de la nouvelle unité de liquéfaction d'éthane	42

Introduction générale

L'Algérie, grâce à ses vastes réserves de gaz naturel, occupe une position stratégique dans l'industrie pétrochimique, notamment par l'exploitation de l'éthane, un composant clé utilisé dans la production de l'éthylène et du polyéthylène, essentiels à de nombreuses applications industrielles [1]. Actuellement, le complexe pétrochimique CP1/K de Skikda est la seule unité du pays à transformer l'éthane en éthylène et à produire divers dérivés comme le polyéthylène basse densité (LDPE) et le polychlorure de vinyle (PVC) [2]. Cependant, cette capacité reste insuffisante pour répondre à la demande croissante, ce qui a conduit à la proposition d'un projet de vapocraqueur à Arzew, qui devait être alimenté par l'éthane issu des complexes de liquéfaction du gaz naturel (GL1/Z et GL2/Z). Ce projet a toutefois été abandonné en raison de divergences entre Sonatrach et Total, ainsi que de la baisse des prix des hydrocarbures, impactant les investissements dans le secteur [3]. Malgré ces obstacles, la valorisation de l'éthane demeure une priorité pour l'Algérie, car une grande partie de cet hydrocarbure est actuellement réinjectée dans le GNL, portant sa teneur à 8,5 % en mol alors que les spécifications contractuelles exigent une concentration maximale de 2,3 % [4]. Une solution envisageable pour optimiser cette ressource est la mise en place d'une unité de liquéfaction et de stockage d'éthane à pression atmosphérique au sein du complexe GL3/Z d'Arzew, permettant une meilleure exploitation et commercialisation de cet hydrocarbure sur le marché national et international [5]. Cette étude vise ainsi à analyser les différentes méthodes de valorisation de l'éthane en Algérie, en s'appuyant sur des avancées technologiques et des études économiques, afin de proposer des recommandations stratégiques pour une exploitation optimale de cette ressource essentielle au développement du secteur pétrochimique.

Dans le cadre de notre projet de fin d'études réalisé au sein du complexe **GL3/Z**, notre mission consiste à évaluer la faisabilité de l'installation d'une unité de liquéfaction de l'éthane en vue de sa commercialisation.

Ce mémoire est structuré en quatre chapitres :

Chapitre 1 : Description du complexe **GL3/Z**.

Chapitre 2 : Généralités sur l'éthane.

Chapitre 3 : Procédé de liquéfaction de l'éthane

Chapitre 4 : Évaluation économique du projet.

Chapitre 1

Description du complexe

GL3/Z

1.1. Historique du complexe GL3/Z

Le complexe GL3/Z est le dernier complexe de liquéfaction de Gaz naturel réalisé en Algérie pour le compte de l'entreprise nationale Sonatrach. C'est le consortium Snamprogetti (Italie) / CHIYODA (Japon) qui a décroché ce mégaprojet dont le coût de réalisation dépasse les 4,55 milliards de dollars, soit 280 milliards de dinars. [1]

1.2. Présentation du complexe GL3/Z

Le complexe GL3/Z est un site industriel de production de gaz naturel liquéfié (GNL) situé dans la zone industrielle d'Arzew au nord-ouest de l'Algérie. L'installation est composée d'un seul train de liquéfaction du gaz naturel (méga train) et de toutes les infrastructures nécessaires, y compris les utilités, les stockages et les installations de chargement des navires. Le gaz éthane, sous-produit extrait du gaz naturel, est prévu pour être exporté vers l'usine de vapocraquage non encore réalisée à ce jour. Néanmoins, une partie de cet éthane continue de satisfaire la consommation interne du train, consistant en sa réinjection dans le réfrigérant multiple et son utilisation comme gaz combustible.

1.3. Fiche technique du complexe GL3/Z

- Localisation : dans la zone proche du port Industriel d'Arzew El Djedid.
- Le complexe Jumbo GPL - GP1/Z - se trouve à la limite Est du site, tandis que l'usine de dessalement (Kahrama) et le complexe GL2/Z voisins se trouvent à la limite Ouest. Le complexe GL3/Z se trouve coincé entre la mer Méditerranée et la route du port Nord et la route principale de la zone industrielle au Sud.
- Superficie : 50,6 hectares.
- Disponibilité de l'usine : 330 jours par an.
- Objet : Liquéfaction et séparation des composants lourds du gaz naturel.
- Capacité de production : 4,7 millions de tonnes par an.
- Procédé utilisé : Air Product ChemicalInc's (APCI).
- Produits : GNL, éthane, propane liquide, butane liquide, gazoline.
- Constructeur : le consortium Snam-Progetti (Italie) et Chiyoda (Japon).
- Nombre de trains : 1 train unique avec prévision de construire un second train similaire.

- Capacité de stockage :
- ✓ Deux réservoirs de GNL à rétention totale d'une capacité de 160 000 m³ chacun.
- ✓ Les GPL (C3 et C4) sont stockés dans des réservoirs de rétention totale séparés de 56 000 m³ pour le propane et 12 000 m³ pour le butane.
- ✓ La gazoline produite est stabilisée puis stockée dans une sphère d'une capacité de 1 800 m³.
- ✓ Destination de la production : Les produits finis sont destinés à l'exportation et au marché national.

1.4. Description des principales installations du complexe GL3/Z

Les installations de l'usine GL3/Z comprennent :

- Le train de procédé.
- Les utilités.

Le stockage des produits finis et les installations off- site liées.

- Une jetée avec une plateforme de chargement de GNL extensible dotée d'un brise- lame.
- La protection du bord de mer.
- Tous les bâtiments et les infrastructures nécessaires.

Les installations d'entrée de l'usine se trouvent du côté sud-ouest de la zone d'implantation. C'est là que le gaz d'alimentation entre dans l'usine GL3/Z.

Le côté ouest comprend la Zone de Génération d'Énergie et les Turbines à gaz.

La partie sud de l'usine est constituée des utilités et de leurs dispositifs de stockage.

La section nord longe la mer et contient les installations pour le stockage des produits et des réfrigérants, la zone de torche et la jetée.

Le train de procédé est situé au milieu de la zone d'implantation. Il est subdivisé en deux parties : la première comprend les unités de prétraitement et de liquéfaction, alors que la seconde comprend les équipements de fractionnement et de récupération des LGN (liquides du gaz naturel).

1.5. Conception et principe de fonctionnement

1.5.1. Principe de fonctionnement du train

Le train comprend essentiellement un compresseur de gaz d'alimentation, une section d'élimination du mercure, une unité d'élimination du CO₂ (sous licence de BASF), un système de déshydratation, une unité de récupération et de fractionnement des LGN et un cycle de réfrigération au propane dédié, une section de liquéfaction et de réfrigération (C3- MR sous licence APCI). Les utilités et les installations off-site comprennent le système de génération d'énergie, le stockage et le chargement des cargos de GNL et de GPL, l'huile chaude, l'eau de refroidissement, l'air service/ instrument, l'azote, le gaz combustible, les torches, le traitement des eaux usées, l'eau de service/potable, le gasoil, le stockage du réfrigérant et de la gazoline.

L'usine peut traiter le gaz naturel de composition "légère" (ayant une teneur faible en hydrocarbures) ou "lourde" (ayant plutôt une teneur élevée en hydrocarbures).

Le gaz d'alimentation est d'abord comprimé et traité en vue d'éliminer le mercure, les gaz acides et l'eau. En aval des unités de prétraitement, le gaz est refroidi et envoyé vers le déméthaniseur pour séparer le méthane des hydrocarbures plus lourds. Le courant liquide est fractionné dans une série de plusieurs colonnes de rectification, en éthane, propane, butane et gazoline qui sont considérés comme des sous-produits à grande valeur ajoutée.

1.5.2. Philosophie de projet

L'usine a été conçue pour une vie nominale de 30 ans, en fonctionnant au moins 330 jours par an. La disponibilité de l'usine est une partie intégrante du calcul de la production du GNL, donc la philosophie de réserve adoptée doit garantir que la disponibilité soit atteinte. L'usine GL3/Z englobe trois zones essentielles à savoir :

- Zone des utilités.
- Zone de procédé.
- Zone terminal (Jetée, Stockage et Torches).

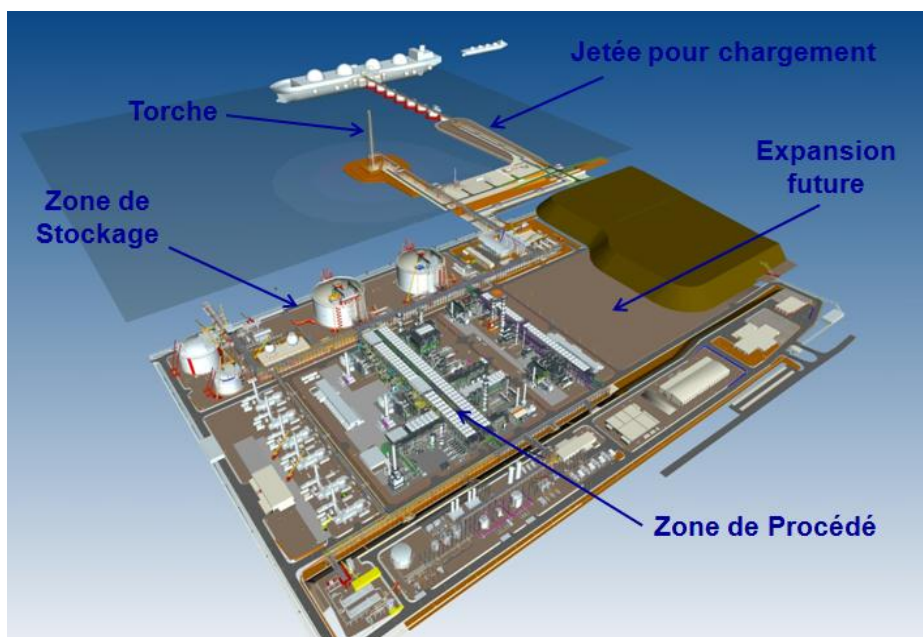


Figure 1.1: Vue générale du complexe GL3/Z.

Le débit moyen de l'usine est de 60%, basé sur le débit d'écoulement de la production du cas de base de GNL.

L'usine est conçue pour fonctionner avec différentes compositions du gaz d'alimentation, trois cas ont été pris en compte pendant la phase de conception :

Cas de base : Le gaz a une masse moléculaire intermédiaire, l'usine produit 4,7 MMTPA de GNL à 21 °C.

Cas riche : Le gaz a une masse moléculaire élevée, ce qui est utilisé pour dimensionner le fractionnement et les unités de récupération du GPL. L'usine produit 4 MMTPA de GNL.

Cas pauvre : le gaz a une masse moléculaire basse ; il est utilisé pour dimensionner les parties associées à l'end-flash. L'usine produit 4 MMTPA de GNL.

Dans tous les cas, la capacité nominale est telle que la production de GPL et de gazoline maximise la récupération du GPL. De plus, trois cas de fonctionnement sont pris en compte :

- Cas A : Production de GNL avec extraction d'éthane et de GPL
- Cas B : Production de GNL sans extraction d'éthane ni de GPL
- Cas C : Production de GNL sans extraction d'éthane mais avec extraction de GPL.

La sélection technologique commence à un stade précoce de la vie de la centrale de base GNL et comporte généralement une étude de faisabilité et des stades de définition de pré-alimentation.

Des étapes à suivre doivent être choisies en ce qui concerne le procédé, les utilités et les unités off-site de l'usine. Elles comprennent les technologies brevetées et non brevetées.

L'exigence du procédé dépend des conditions du site, de la qualité du gaz d'alimentation et de la spécification du produit.

Un procédé typique de traitement du gaz naturel est le suivant :

- Le gaz est prétraité pour éliminer toutes les impuretés qui peuvent interférer avec le procédé ou qui ne sont pas souhaitées dans les produits finaux :

- Gaz acides et composés sulfurés (CO_2 , H_2S et Mercaptans).
- Eau.
- Mercure.

Le gaz sec non corrosif est refroidi par les écoulements du réfrigérant afin de séparer les hydrocarbures lourds. Le gaz restant se compose principalement de méthane et contient une quantité inférieure à 0,1 mol % de pentane et d'hydrocarbures plus lourds.

- Il est refroidi encore dans la section cryogénique à environ -160°C où il est complètement liquéfié.
- Le GNL est stocké dans les réservoirs atmosphériques, prêt à être exporté par voie maritime.
- Les hydrocarbures les plus lourds sont fractionnés pour récupérer :
- L'éthane est généralement réinjecté dans l'écoulement de gaz pour être liquéfié.
- Le propane et le butane peuvent être soit réinjectés soit exportés comme produits GPL.
- Le pentane est envoyé vers le four (unité 18).
- La gazoline est stockée en tant que produit pour l'exportation.

1.5.3. Zone de fabrication

Les principes de base pour refroidir et liquéfier un gaz en utilisant des réfrigérants demandent l'utilisation au mieux possible des courbes de refroidissement/réchauffement afin d'abaisser son enthalpie par réfrigération jusqu'à une température de stockage de -161°C . Les résultats d'un procédé thermodynamique plus efficace demandent moins d'énergie par unité de GNL produit.

Cependant, la façon d'atteindre les objectifs ainsi que l'équipement utilisé jouent un rôle essentiel d'un point de vue de l'efficacité globale, de l'exploitabilité, de la fiabilité et du coût de l'usine. La section de liquéfaction représente entre 30% et 40% du coût du capital de toute l'installation. De nombreux procédés pour la liquéfaction licenciés ou en cours de développement existent.

Le procédé de liquéfaction est de type à fluide réfrigérant à composants multiples (MCR) prérefroidi au propane. Ce procédé est la propriété de la société américaine APCI (Air Products and Chemicals, Inc.).

Avant de présenter en détail le procédé utilisé dans le procédé GNL-3Z, à savoir le procédé APCI, il est nécessaire de faire des considérations générales sur la technologie de liquéfaction.

Il y a deux cycles principaux de réfrigérant dans le procédé APCI avec réfrigérant mixte et propane pré-réfrigérant (MCR™) :

1. Le cycle de pré-refroidissement qui utilise un composé pur, le propane.
2. Le cycle de liquéfaction et de sous-refroidissement qui utilise un réfrigérant mixte (MR) composé d'azote, de méthane, d'éthane et de propane.

Le cycle de pré-refroidissement, utilise le propane à trois ou quatre niveaux de pression (LP, MP, HP et HHP) pour :

- Refroidir le gaz de procédé jusqu'à -40°C
- Refroidir et liquéfier partiellement le MR.
- Le refroidissement est effectué dans des échangeurs du type Kettle : le propane bout et s'évapore du côté calandre de l'échangeur tandis que les écoulements de procédé passent dans les tubes immergés. Un compresseur centrifuge récupère les écoulements de C_3 évaporés et les comprime à 15–25 bars, qui sont ensuite condensés et recyclés vers les échangeurs de chaleur de type Kettle.

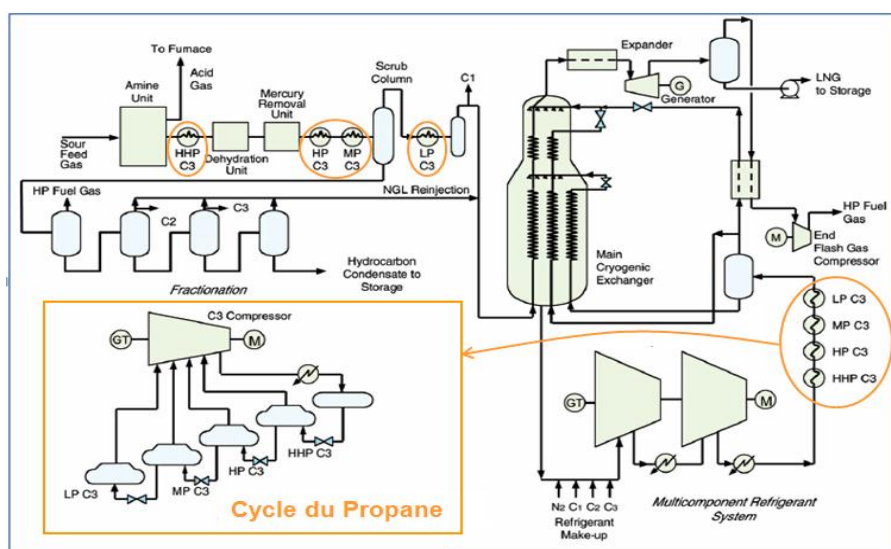


Figure 1.2 : Process APCI montrant le cycle Propane

Dans le cycle MR, le réfrigérant partiellement liquéfié est séparé (vapeur / liquide) puis utilisé pour liquéfier et sous-refroidir l'écoulement de procédé de -35°C à -150°C / -160°C .

Cela se produit dans un échangeur à spirale breveté, l'Échangeur Principal de Chaleur Cryogénique (MCHE). Le MCHE se compose de deux ou trois faisceaux de tubes disposés dans une calandre verticale, avec le gaz de procédé et les réfrigérants qui entrent du fond et circulent vers le haut sous pression.

Le gaz de procédé passe à travers tous les faisceaux et sort liquéfié au sommet de l'échangeur. Le MR liquide pénètre dans le faisceau chaud ou tiède puis est détendu à travers une vanne Joule-Thomson ou un expandeur hydraulique. Le MR vapeur circule vers le sommet à travers le faisceau froid où il est liquéfié et sous-refroidi, puis détendu à travers une vanne JT du côté calandre au-dessus du faisceau froid.

Il s'écoule vers le bas, fournissant le refroidissement du faisceau supérieur et, ensuite, se mélange avec le MR liquide, participant au refroidissement des faisceaux inférieurs.

L'écoulement total du MR vaporisé provenant du fond du MCHE est récupéré et comprimé par le compresseur du MR à 45–48 bars. Il est ensuite refroidi et partiellement liquéfié d'abord par de l'eau ou de l'air et après par le réfrigérant propane, et recyclé au MCHE.

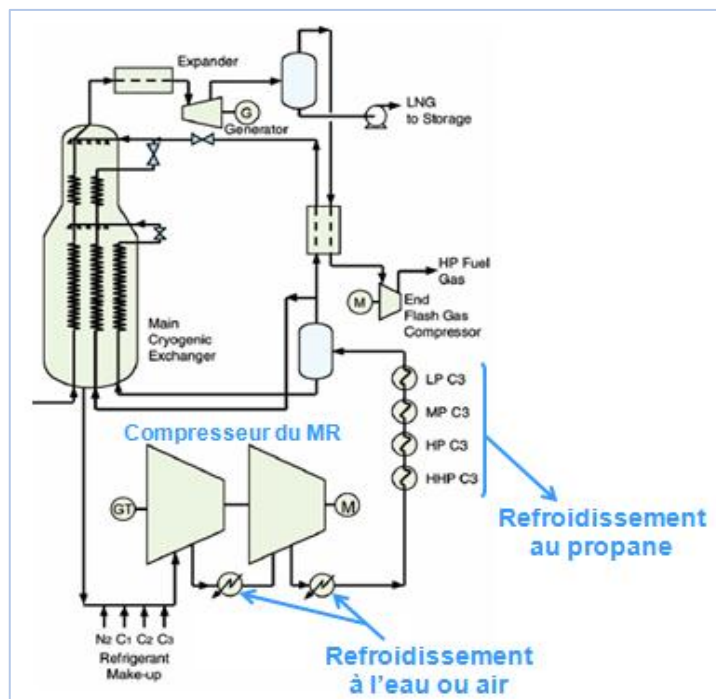


Figure 1.3 : Process APCI montrant le cycle MR

Les composants du GN tels que le gaz carbonique, la vapeur d'eau les hydrocarbures lourds ont tendance à se solidifier aux zones froides de l'usine à (-70°C/0°C) provoquant obstruction au niveau des tuyauteries de service, c'est pourquoi ces composants condensables sont d'abord éliminés dans une série d'unités de traitement avant que le GN ne puisse être liquéfié.

1.5.4. Les zones de procédé

L'usine GL3/Z englobe trois zones :

1.5.4.1. Zones des utilités

Le complexe est doté d'une installation auxiliaire, dont le procédé a besoin et qui lui assure une autonomie de fonctionnement : cette zone assure la fourniture de toutes les utilités en ce qui concerne la production d'électricité, d'air instrument, d'eau distillée et d'azote. Les utilités nécessaires pour supporter les unités de procédé comprennent les éléments suivants :

Gaz combustible (dérivé des écoulements de procédé) pour engendrer l'électricité.

Agent de refroidissement (eau ou air).

Agent chauffant (huile chaude).

Autres services tels que l'air service, l'air instrument et l'azote.

Unité 01 – Installations d'Entrée

Le gaz naturel alimente l'Usine GNL-3Z d'Arzew en entrant dans les Installations d'entrée (Unité 01) avant d'alimenter les unités de récupération/fractionnement des LGN et de liquéfaction du GNL.

Les objectifs principaux des installations d'entrée sont :

- Éliminer les contaminants liquides et solides du gaz d'alimentation brut par le biais d'un filtre coalescent (01-MD01).
- Fournir un gaz d'alimentation conforme aux mesures légales en termes de débit et de composition à l'aide d'un Système de Comptage (01-IC01A/B).
- Fournir une source de réserve de gaz combustible au Système Commun de Gaz Combustible (Unité 55) en évitant l'arrêt général de l'usine dans le cas où le gaz combustible provenant du train de procédé serait indisponible.
- Fournir une source d'urgence de gaz combustible aux pilotes des torches ainsi qu'aux réservoirs de GNL et de GPL durant l'arrêt général de l'usine.

Une vanne d'arrêt d'urgence (01-ESDV-0001) se trouve à l'entrée de l'unité afin d'isoler l'Usine GNL3Z d'Arzew du pipeline en cas d'arrêt de l'usine.

Unité 02 - Stockage du Solvant d'Amine

Le Stockage du solvant d'Amine (Unité 02) comprend les installations de chargement, de stockage et de déchargement du solvant d'amine nécessaires à l'Unité d'Élimination des Gaz Acides (Unité 12 - AGRU) en raison des pertes, de la dégradation ou du drainage de solvant.

Les objectifs principaux de l'Unité de Stockage du Solvant Amine sont :

- Préparer et stocker la solution d'Amine pour le remplissage initial de l'Unité d'Élimination des Gaz Acides (Unité 12)
- Stocker la solution d'Amine afin de fournir l'appoint d'aMDEA de l'Unité 12
- Pouvoir accueillir l'inventaire d'Amine d'un train lors des périodes des principaux arrêts et activités de maintenance.

La solution d'amine est préparée dans le Réservoir de Stockage d'Amine (02-MF21) en mélangeant le solvant concentré (94% en poids de l'aMDEA), fourni par BASF sous forme de solution aqueuse, avec de l'eau déminéralisée, afin d'obtenir la concentration de solvant voulue (41,5% en poids de l'aMDEA).

Unité 08 - Système de Stockage d'Huile Chaude

Le Système de Stockage d'Huile Chaude fournit les installations nécessaires au remplissage initial et à l'appoint du Système d'Huile Chaude (Unité 18) dus à la dégradation du fluide et au drainage.

Le réservoir de stockage fonctionne également comme réservoir de retenue pour l'inventaire de l'huile chaude d'un train de GNL quand le système doit être vidé pour l'entretien. Dans ces situations, l'huile est normalement refroidie par l'aéroréfrigérant d'Huile chaude (18-MC02) avant d'être acheminée vers le réservoir.

Unité 51 - Système de Génération d'Énergie

Le Système de Génération d'Énergie à Turbine à Gaz fournit l'énergie électrique nécessaire au train de GNL ainsi qu'aux utilités et installations off-site.

Le Système de Génération d'Énergie à Turbine à Gaz comprend quatre (04) Générateurs d'Énergie Électrique par Turbine à Gaz, 51-MJ01-A/B/C/D.

Le nombre de générateurs à turbine à gaz a été sélectionné de manière à satisfaire aux exigences permettant d'avoir une philosophie de réserve N+1 pour 01 train de procédé et une philosophie de N+1+1 pour 02 trains de procédé.

Pendant l'exploitation normale, les turbines à gaz constituent l'unique source d'électricité des trains de GNL, de leurs installations off-site et des utilités. Elles sont conçues pour brûler :

Le gaz combustible normalement fourni par les trains de GNL

Le gaz d'alimentation durant les opérations de démarrage.

Unité 53 - Générateur Diesel de Secours

Le générateur diesel de secours comprend les équipements nécessaires au stockage et à la distribution du diesel aux utilisateurs de l'Usine.

Le diesel est utilisé pour alimenter les utilisateurs suivants de manière discontinue :

- Système de Distribution de la Gestion de Carburant pour remplir les véhicules 53-ML02
- Réservoirs de Secours du Générateur de Secours 53-MJ02-A/B/C/D-MF01
- Réservoir de Secours Diesel pour la Pompe d'eau de Mer Incendie 77-MJ01B/C-MF01
- Réservoir de Secours Diesel pour la Pompe Incendie 63-MJ01B-MF01

Unité 55 - Système de Gaz Combustible Commun

Le système de gaz combustible commun (Unité 55) est conçu pour recueillir :

Le gaz combustible provenant du train de procédé (Unité 14) durant le fonctionnement normal

Le gaz d'alimentation provenant des Installations d'Entrée (Unité 01) pendant le démarrage ou dans le cas de dysfonctionnement

Le gaz C2 utilisé comme deuxième source de gaz combustible

De façon à alimenter le Système des Générateurs d'Énergie et des Turbines à Gaz (Unité 51) ainsi que les utilisateurs de gaz combustible BP communs.

L'objectif de l'Unité 55 est de fournir du gaz combustible HP et BP aux trains de procédé (le train 1 et le futur train 2) ainsi qu'aux utilisateurs communs à l'extérieur de chaque train de procédé.

Unité 56 - Système d'Air Instrument et Service

Le système d'air comprend :

- L'air instrument, qui est utilisé pour le fonctionnement des vannes, la purge des tableaux de commande et la pressurisation du moteur. L'air instrument doit être sec et exempt d'huile et de poussière. Il est séché jusqu'au point de rosée de -40 °C par l'intermédiaire des sécheurs d'air (56-ML01-A/B), dans lesquels l'air saturé est traité par un adsorbant placé sur un lit d'alumine activée.
- L'air service est généralement utilisé pour l'entretien et comme air de service pour les Stations de tuyaux.

Il ne doit pas contenir de gouttes d'eau. Une soupape de purge est donc prévue à la sortie de chaque refroidisseur et aéroréfrigérant du compresseur. En plus de ces soupapes, le séparateur d'air humide 56-MD01 élimine entièrement les gouttes d'eau jusqu'à 150 µm.

Unité 57 - Système de Stockage et de Vaporisation de l'Azote

La fourniture d'Azote de l'usine GNL-3Z Arzew est assurée par le Package de Stockage et de Vaporisation d'Azote Liquide 57-ML02-A par vaporisation de N2 liquide.

L'usine existante COGIZ fournit également une quantité donnée d'azote gazeux.

L'azote gazeux est principalement utilisé pour :

- Purger la tuyauterie et l'équipement lors des démarrages et des arrêts
- Fournir des stations d'utilité et des tuyaux
- Permettre l'appoint du système de réfrigérant mixte des trains de GNL
- Maintenir une mise sous pression avec de l'azote dans les ballons de stockage et de dilatation
- Purger les collecteurs de la torche
- Fournir le gaz d'étanchéité aux compresseurs et aux turbines
- Purger les joints d'étanchéité des câbles instruments et électriques
- Fournir le gaz d'étouffement pour le four d'huile chaude 18-MB01

Unité 58 - Circuit d'Eau Potable

L'eau douce est normalement fournie à la limite de batterie (3-6 bars à température ambiante) depuis les installations situées à proximité (UDE/DRIA).

Lorsque l'eau arrive par le raccord 00-DW-01, elle est répartie suivant trois (03) courants :

- Alimentation du Réservoir de Stockage d'Eau Incendie (63-MF01)
- Alimentation du Réservoir de Stockage d'Eau de Service (59-MF02)
- Alimentation du Réservoir de Stockage d'Eau Potable (58-MF01)

Unité 59 - Système d'Eau Déminéralisée et de Service

Le Système d'Eau Déminéralisée et d'Eau de Service est conçu pour recevoir, stocker et distribuer l'eau douce utilisée comme eau de service et eau déminéralisée.

L'eau de service est distribuée pour être utilisée dans les stations des utilités et comme eau d'appoint du Système d'Eau de refroidissement (unité 19).

L'eau déminéralisée est utilisée pour le remplissage et le nettoyage des réservoirs de GTC/GTG de l'usine, ainsi que pour l'appoint de l'unité d'amine.

Unité 63/77 - Système Anti-incendie

Le Système de Protection Active Anti-incendie fourni pour l'Usine GNL3Z à Arzew a pour objectif de :

- Protéger la vie du personnel et le matériel
- Contenir et prévenir la propagation d'un incendie, l'éteindre dès que possible et donc réduire les dommages et pertes économiques provoqués par l'accident

Le Système d'Eau Anti-incendie est composé de :

- Système de Pompage de l'Eau Douce (Réservoir/Pompes)
- Système de Pompage d'Eau de Mer (Pompes/Package de Chloration)

1.5.4.2. Zone de fabrication

La zone de procédés englobe les unités suivantes :

Unité 11 - Conditionnement du Gaz d'Alimentation

Avant d'entrer dans le compresseur, le gaz naturel passe dans le ballon du compresseur de gaz d'alimentation 11-MD01 pour éliminer tout liquide entraîné ou condensé.

Il est important que le gaz d'alimentation ne contienne aucun liquide.

Les liquides collectés dans le ballon 11-MD01 sont envoyés au système d'évacuation des liquides chauds (Blow Down Warm, BDW).

Le gaz de tête provenant du Ballon 11-MD01 alimente le Compresseur de Gaz d'Alimentation (11-MJ01).

Le gaz de procédé est comprimé de 40,2 bars à 69,04 bars dans un étage de compression par un compresseur centrifuge du type BCL 605.

Le débit massique du cas de garantie est de 886 847 kg/h.

Le compresseur de gaz d'alimentation (Feed Gas Compressor, FGC) est un compresseur à vitesse variable de type centrifuge, entraîné par une turbine à gaz GENP Frame 5 (11-MJ01-GT).

Le gaz combustible nécessaire à la turbine à gaz est fourni par le Système de Gaz Combustible HP de l'Unité 14.

- Élimination du mercure

Le système d'élimination du mercure comprend l'Adsorbeur de mercure (11-MD03) et les filtres de gaz traité (11-MD04-A/B).

Le mercure est éliminé du gaz d'alimentation pour éviter d'endommager les équipements en aluminium situés en aval.

L'adsorbeur 11-MD03 consiste en un lit d'adsorption de mercure conçu pour réduire la teneur en mercure dans le gaz naturel de 50 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$ à moins de 10 ng/Nm^3 . Il contient également une couche de billes inertes améliorant la redistribution du flux.

Le lit adsorbant est à base de soufre supporté par de l'alumine.

Unité 12 – Élimination du Gaz Acide

L'objectif de l'Unité d'Élimination des Gaz Acides est de réduire le contenu de CO_2 dans le gaz d'alimentation provenant du système d'Élimination de Mercure (Unité 11) à une concentration inférieure à 50 ppm vol.

Ce processus de décarbonatation est réalisé dans le but de satisfaire les spécifications de vente du GNL et pour éviter d'endommager les équipements en aval. En effet, le CO₂ peut geler à basse température, causant ainsi des blocages potentiels dans la section cryogénique.

L'Unité 12 est divisée en sections :

Absorption de CO₂ avec l'amDEA .

Régénération de l'amDEA riche.

Thermo-oxydation de l'Off-gaz.

Dispositifs annexes (système de drainage de l'amDEA, système anti-mousse, etc.)

Unité 13 – Déshydratation du Gaz

L'objectif de la déshydratation du gaz est de réduire la teneur en eau dans le gaz naturel d'alimentation décarbonaté provenant du système d'Elimination de Gaz Acide (Unité 12) afin d'éviter que l'eau ne gèle dans les Unités Cryogéniques en aval.

L'Unité 13 a été conçue pour produire un gaz sec avec une teneur en eau maximum de 0,5 ppm volume.

La déshydratation est obtenue au moyen de trois Sécheurs à Tamis Moléculaires installés après deux phases de refroidissement, avec un séparateur qui récupère et renvoie la plus grande quantité d'eau possible vers l'Unité 12.

Unité 17 – Récupération et Fractionnement des LGN

L'Unité 17 traite le gaz sec provenant de l'Unité de Déshydratation du Gaz (Unité 13) pour :

- Récupérer le méthane (gaz naturel) de l'alimentation en gaz naturel qui est envoyé à l'unité de liquéfaction (unité 15) pour obtenir le GNL (gaz naturel liquéfié).
- Fractionner les hydrocarbures liquides plus lourds qui ont été extraits du gaz d'alimentation, afin de produire :

Éthane : une partie est utilisé comme gaz combustible et l'autre est transférée vers l'usine d'éthylène.

Propane : Il est utilisé en tant que réfrigérant dans l'unité 16 de réfrigération.

Butane : Il est stocké en tant que produit ou réinjecté dans le circuit du Réfrigérant Mixte.

Pentane : Il est envoyé à l'unité 18.

Gazoline : Elle est stockée en tant que produit.

Unité 14 – Système de Gaz Combustible

L'Unité 14 est conçue pour approvisionner et distribuer le gaz combustible aux utilisateurs à deux pressions différentes :

- Haute Pression (HP) à 25,5 bars.
- Basse Pression (BP) à 5,0 bars.

En plus, des lignes de réserve sont prévues de façon à garantir une distribution continue de gaz combustible, à partir du :

Gaz d'alimentation provenant de l'entrée du train de procédé, en aval de la Station de Comptage 01-IC01A/B (Unité 01)

Gaz résiduel à l'entrée de l'unité de liquéfaction (Unité 15)

Gaz combustible provenant du Système de Gaz Combustible Commun (Unité 55)

Unité 15/16 – Liquéfaction & Réfrigération

L'objectif des Unités 15 et 16 de Liquéfaction et de Réfrigération est de produire :

Du gaz naturel liquéfié (GNL), avec une qualité correspondant aux spécifications des clients

Un courant d'Hélium brut

Le gaz qui, après prétraitement, alimente l'Unité 15, est dépourvu des principales impuretés, telles que :

L'Eau (unité 13)

Le dioxyde de carbone (unité 12)

Les hydrocarbures lourds (unité 17)

Le Mercure (unité 11)

De ce fait, on élimine ces impuretés qui gèlent à basse température et endommagent l'Echangeur Cryogénique Principal (MCHE) et la Boîte Froide.

La réfrigération utilisée pour refroidir et liquéfier le gaz naturel est fournie par deux systèmes séparés, mais interdépendants :

- Système de réfrigérant propane (PR) qui fournit une capacité de refroidissement allant jusqu'à -35 °C pour les deux circuits (gaz naturel et réfrigérant mixte).
- Système de réfrigérant mixte (MR) qui permet d'obtenir une réfrigération à une température plus basse pour produire du GNL dans le MCHE à -145 °C.

Pour différentes compositions de gaz, la production de GNL dépend de la puissance disponible des turbines à gaz entraînant les compresseurs des réfrigérants.

Deux (02) turbines à gaz entraînent les compresseurs des réfrigérants :

Une pour le compresseur de propane et le compresseur du MR HP,

L'autre pour les compresseurs des MR BP et MP.

Le cœur du procédé de liquéfaction du GNL est l'échangeur cryogénique principal (MCHE).

L'échangeur est conçu pour convertir 714 t/h de gaz d'alimentation à 72,2 bars, sans gaz acide et mercure, sec et pré-refroidi à -33 °C, en un courant liquide à -145 °C.

Cet échangeur est une cuve en aluminium de 49,8 mètres de haut.

La section chaude inférieure a un diamètre de 4,5 mètres et la section froide supérieure a un diamètre de 3,5 mètres. Il pèse 298 156 kg.

Unité 18 – Système de l’huile chaude

Le système d’huile chaude fournit le chauffage à deux niveaux de température différents pour tout le Train 1 de GNL.

- Niveau de température « Élevé » : 260 °C.
- Niveau de température « Bas » : 160 °C.

Unité 19 – Système d'Eau de refroidissement

Le système d’eau de refroidissement est une installation destinée au refroidissement du réseau d’un seul train (un système d’eau de refroidissement supplémentaire sera requis lorsque le train 2 sera installé) et conçue comme un circuit fermé refroidi par l’air.

Le remplissage initial et l'appoint continu sont réalisés avec de l'eau de service.

Le système est conçu pour fournir de l'eau de refroidissement à 45 °C grâce à un refroidisseur avec des conditions de retour de 52 °C lorsque la température ambiante est de 39 °C.

Unité 64 – Traitement des eaux usées et effluents

Le Système de Traitement des Eaux Usées et Effluents (Unité 64) est conçu pour traiter les eaux Usées provenant des trains de GNL (Zones des Utilités, de Procédé, des Offsites et de la Jetée) du Projet GNL-3Z.

L'eau traitée par les installations de l'unité 64, en conformité avec les exigences algériennes (Normes Algériennes) relatives aux limites d'évacuation, est alors déversée dans un canal d'évacuation commun puis dans la mer.

1.5.4.3. Zone terminal stockage et expédition :

Unité 71 – Chargement et Stockage du Produit GNL

Le système de chargement et de stockage du GNL est conçu pour fournir le stockage du produit et les installations d'exportation adéquates afin de permettre la production continue provenant des trains de procédé du GNL au débit nominal avec un chargement intermittent des navires.

Unité 72 – Chargement et Stockage du Produit GPL

L’installation de chargement et de stockage de GPL fournit la capacité de stockage et d'exportation des produits propane (C3) et butane (C4).

L’installation est conçue pour recevoir les produits GPL provenant des deux trains de procédé de Récupération et Fractionnement du LGN. Initialement un seul train GNL est installé.

Unité 73– Stockage du Réfrigérant

Le système de stockage du réfrigérant est conçu pour le support et le fonctionnement du train GNL. L'installation fournit la capacité de stockage et de transfert de l'éthane utilisé dans le système du réfrigérant mixte (MR) et du propane utilisé dans les circuits de propane (unités 16 et 17) et dans le circuit de réfrigération MR (unité 16).

Unité 75 – Système de Torches

Le Système de Torches est installé et dimensionné pour faire face à l'opération des deux trains GNL (un train futur). Le système fournit des moyens sûrs et fiables d'élimination des vapeurs d'hydrocarbure et des liquides légers provenant des défaillances lors de situations d'urgence (ESD) ou d'arrêt (SD).

Unité 76 – Système de Stockage de la Gazoline

Le système de stockage de la gazoline est conçu pour recevoir et stocker la gazoline produite par les deux trains de procédé de fractionnement et de récupération du GNL. Initialement un seul train GNL est installé. À partir du stockage, la gazoline est pompée en mode batch et mesurée avant d'être exportée en limite.

Chapitre 2

Généralités sur l'éthane

2.1. Introduction

Ce chapitre sera consacré aux généralités et propriétés de l'éthane, nous dévoilerons les différentes sources de sa production ainsi que son domaine d'utilisation. Nous verrons aussi sa valeur commerciale au cours des dernières années.

2.2 Généralités sur l'éthane

L'éthane (C_2H_6), également connu sous les noms de biméthyl, méthylméthane ou encore éthyle hydrique, est un hydrocarbure saturé appartenant à la famille des alcanes. Il est composé de deux atomes de carbone et de six atomes d'hydrogène, formant une molécule symétrique linéaire [6]. Sa masse molaire est de 30,07 g/mol.

À température ambiante et pression atmosphérique, l'éthane se présente sous forme de gaz incolore, inodore et hautement inflammable. Il est naturellement présent dans le gaz naturel ainsi que dans les produits du raffinage du pétrole [7].

Bien que classé parmi les gaz à effet de serre, l'éthane a un impact environnemental relativement faible, avec une concentration atmosphérique de l'ordre de 0,5 ppbv, nettement inférieure à celle du dioxyde de carbone (CO_2 : 365 000 ppbv) et du méthane (CH_4 : 1 800 ppbv) [8].

2.2.1 Propriétés physico-chimiques

L'éthane présente plusieurs caractéristiques notables :

- Inflammabilité élevée : il peut former des mélanges explosifs avec l'air et réagit violemment avec des agents oxydants [9].
- Densité : à 15 °C, il est plus lourd que l'air, avec une densité d'environ 1,282 kg/m³.
- Température de liquéfaction : à pression atmosphérique, il se liquéfie à -88,7 °C, ce qui correspond également à son point d'ébullition [10].
- Point de fusion : l'éthane solide (glace d'éthane) fond à -183,3 °C.
- Point triple : défini à -183,26 °C et 0,008 kPa, où coexistent les phases gazeuses, liquide et solides.
- Point critique : situé à une température de 32,2 °C et une pression de 48,839 bars, au-delà desquelles l'éthane ne peut plus être liquéfié par compression seule [11].

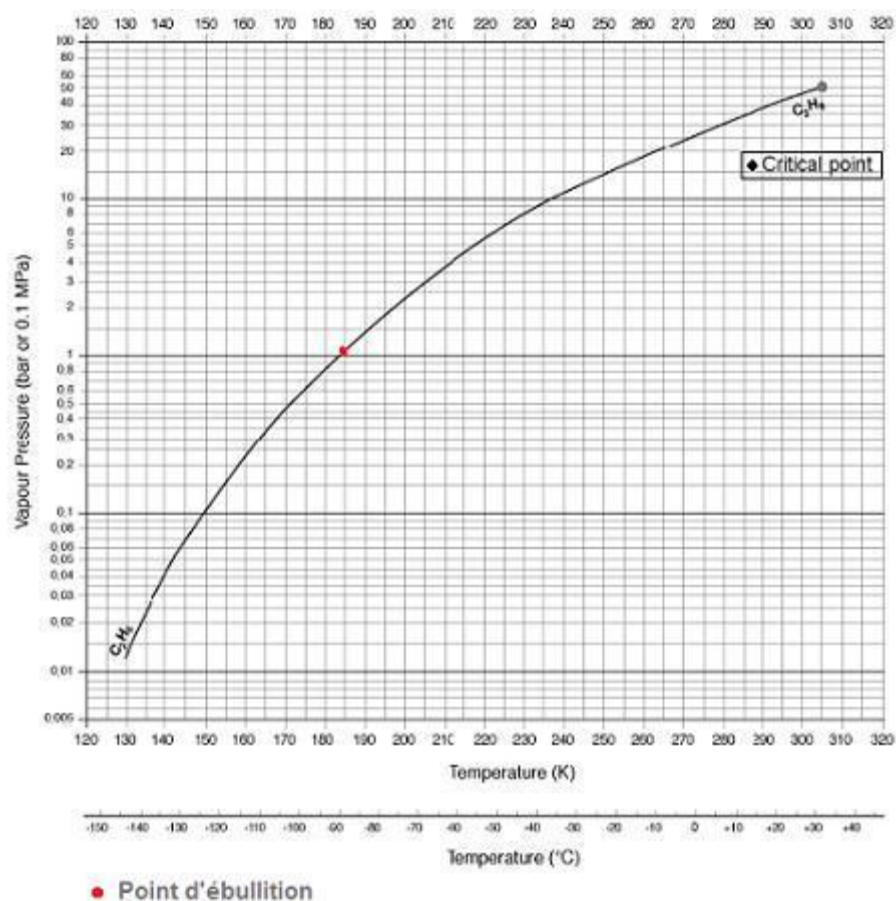


Figure 2.1 : Graphique de pression de vapeur en fonction de la température

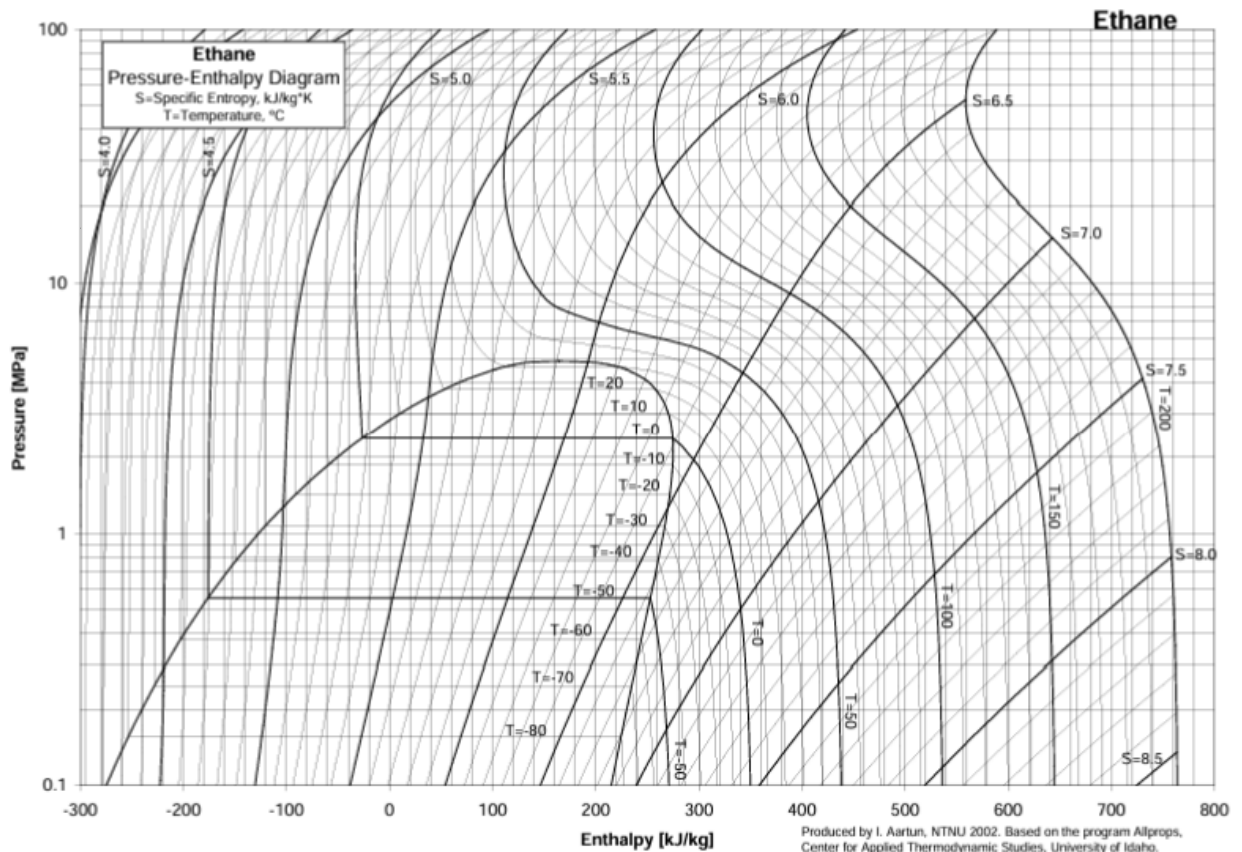
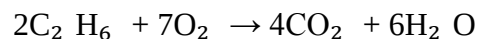


Figure 2.2 Diagramme Mollier de l'éthane

2.2.2 Propriétés thermodynamiques et comportement de l'éthane

L'éthane est un gaz combustible dont la combustion complète avec l'oxygène s'exprime par l'équation suivante :



Cette réaction exothermique libère une énergie de 66,5 MJ (soit 18,47 kWh) par mètre cube

A. Caractéristiques à l'état gazeux :

Aux conditions standards (1013,25 hPa, 15 °C), les principales caractéristiques physiques de l'éthane à l'état gazeux sont les suivantes :

- Masse volumique : 1,282 kg/m³
- Volume spécifique (à 21 °C) : 0,799 m³/kg
- Équivalent gaz/liquide : 1 m³ de gaz correspond à 0,002314 m³ (ou 2,314 L) de liquide [13]
- Chaleur spécifique à pression constante (C_p) : 53 J/(mol·K)
- Chaleur spécifique à volume constant (C_v) : 44 J/(mol·K) [14]

- Viscosité dynamique (à 0 °C) : 0,0000855 Poise
- Solubilité dans l'eau (à 20 °C) : 0,052 vol/vol, soit 52 ml d'éthane dissous par litre d'eau [15]

B. Caractéristiques à l'état liquide

À son point d'ébullition (-88,7 °C à 1013,25 hPa), l'éthane liquide présente les propriétés suivantes :

- Masse volumique : 546,49 kg/m³
- Chaleur latente de vaporisation : 488,76 kJ/kg
- Équivalent liquide/gaz : 1 L de liquide se vaporise en 0,432 m³ de gaz (correspondant à 0,553 kg)
- Pression de vapeur à 21 °C : 38,3 bar (38 300 kPa) [16]

C. Caractéristiques à l'état solide (glace d'éthane)

Lorsque l'éthane est à l'état solide :

- Point de fusion : -183,3 °C (89,85 K)
- Chaleur latente de fusion : 94,977 kJ/kg (au point triple, 1013,25 hPa)
- Température d'auto-inflammation : 515 °C (788 K) [17]

2.2.3 Utilisations de l'éthane

L'éthane joue un rôle central dans l'industrie pétrochimique, en particulier comme matière première pour la production d'éthylène par le procédé de vapocraquage. Ce processus consiste à diluer l'éthane avec de la vapeur, puis à le chauffer à des températures très élevées (environ 900 °C), ce qui provoque la décomposition des hydrocarbures saturés en hydrocarbures insaturés plus légers, notamment l'éthylène (C₂ H₄) [18].

L'éthane est particulièrement prisé dans ce procédé en raison de sa sélectivité élevée pour la production d'éthylène, contrairement aux hydrocarbures plus lourds dont le vapocraquage génère un mélange complexe contenant une proportion plus faible d'éthylène et plus riche en autres oléfines comme le propylène, le butadiène, ainsi que des hydrocarbures aromatiques [19].

Outre cette utilisation principale, des recherches expérimentales explorent l'utilisation de l'éthane comme matière première pour la synthèse d'autres produits chimiques de base. Par exemple, la société saoudienne SABIC a entrepris la construction d'une unité de production de 30 000 tonnes par an d'acide acétique à partir de l'oxydation directe de l'éthane à Yanbu. Cette initiative repose sur la viabilité économique offerte par la proximité des champs pétroliers et le faible coût de l'éthane dans la région [20].

L'éthane est également utilisé en tant que fluide frigorigène dans les systèmes cryogéniques, en raison de ses propriétés thermiques à basse température. À plus petite échelle, en recherche scientifique, l'éthane liquide est employé pour vitrifier des échantillons biologiques riches en eau dans le cadre de la cryo-microscopie électronique, une technique utilisée pour préserver la structure des matériaux à l'échelle nanométrique.

Enfin, l'éthane présente également un intérêt croissant dans le contexte énergétique et industriel algérien. L'Algérie dispose d'importantes capacités de liquéfaction et de séparation du gaz naturel, permettant la récupération de différents hydrocarbures, notamment l'éthane, le propane, le butane et la gazoline. Le complexe GL3Z, situé à Béthioua, possède notamment une capacité de production d'éthane de 300 000 tonnes par an. Cette disponibilité constitue une opportunité pour améliorer la valorisation des ressources gazières nationales, notamment par la récupération, la liquéfaction et la commercialisation de l'éthane. Dans ce contexte, la valorisation de l'éthane actuellement réinjecté dans le circuit du gaz naturel représente une voie intéressante pour accroître la valeur ajoutée des hydrocarbures produits en Algérie. [21].

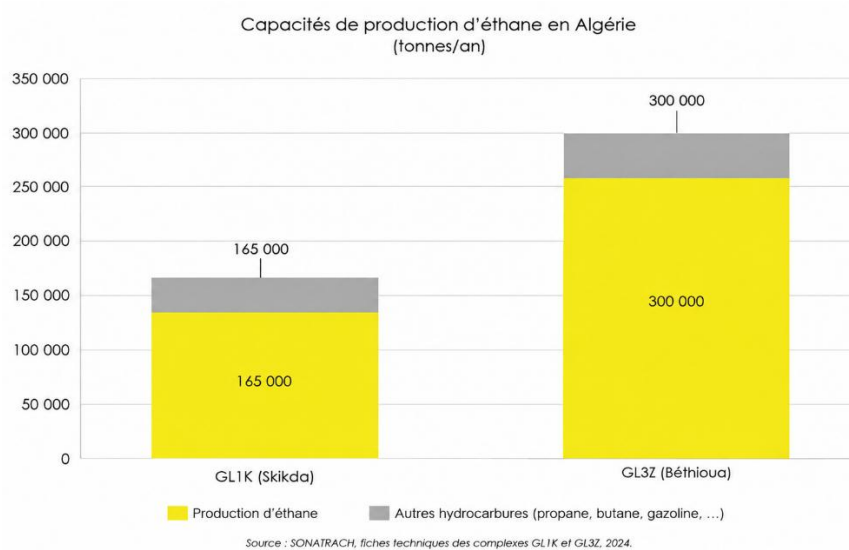


Figure 2.3 : Potentiel d'éthane en algérie

Chapitre 3

Procédé de liquéfaction de l'éthane

3.1. Présentation du logiciel aspen HYSYS

Aspen HYSYS est un outil de simulation de procédés industriels reconnu mondialement, utilisé dans les domaines du pétrole, du gaz naturel, de la pétrochimie et de l'énergie. Il permet de modéliser, d'analyser, d'optimiser et de simuler des systèmes thermodynamiques complexes de manière rigoureuse. Dans le cadre de ce travail, Aspen HYSYS a été employé pour modéliser et optimiser le procédé de liquéfaction de l'éthane, une étape stratégique dans la valorisation de cette molécule issue du gaz naturel. Ce logiciel offre une approche intégrée permettant une meilleure compréhension du comportement du système, l'ajustement des paramètres de fonctionnement, ainsi que l'évaluation des performances énergétiques des équipements impliqués [22].

3.2. Fonctionnalités principales

Aspen HYSYS propose plusieurs fonctionnalités avancées qui le rendent incontournable pour la modélisation de procédés à base d'hydrocarbures légers, dont :

- Modèles thermodynamiques performants : Le logiciel intègre une large sélection de modèles adaptés aux systèmes gaz-liquide, comme Peng-Robinson, SRK, ou CPA, permettant une modélisation précise des équilibres de phases et des propriétés physico-chimiques des composants comme l'éthane [23].
- Modélisation d'équipements industriels : HYSYS permet de représenter des équipements clés tels que compresseurs, échangeurs de chaleur, vannes de détente et colonnes de séparation, facilitant l'étude du comportement de chaque unité dans le cadre global du procédé [24].
- Analyse énergétique intégrée : L'outil offre la possibilité de réaliser des bilans matière et énergie détaillés, utiles pour le dimensionnement des équipements et l'optimisation énergétique de l'ensemble du procédé [25].
- Interface graphique intuitive : Grâce à une interface utilisateur ergonomique, HYSYS facilite la création de schémas de procédé (PFD) via un système de glisser-déposer, permettant une représentation claire et structurée des flux et équipements [26].
- Simulations dynamiques : Le logiciel supporte également les simulations transitoires, utiles pour évaluer les réponses du système face à des perturbations ou des changements de conditions opératoires [27].
- 3.3 Application d'Aspen HYSYS dans ce mémoire

Dans le cadre de cette étude, Aspen HYSYS a été utilisé pour :

- Choisir un modèle thermodynamique adéquat, notamment l'équation d'état de Peng-Robinson, pour caractériser avec précision les propriétés de l'éthane et simuler les comportements de phase dans les différentes conditions opératoires.
- Modéliser le procédé complet de liquéfaction de l'éthane, en intégrant successivement les étapes de compression, refroidissement et détente du gaz.
- Réaliser des bilans de matière et d'énergie permettant d'estimer les dimensions des équipements (compresseurs, échangeurs, etc.) et leur performance.

Chapitre 3 : Procédé de liquéfaction de l'éthane

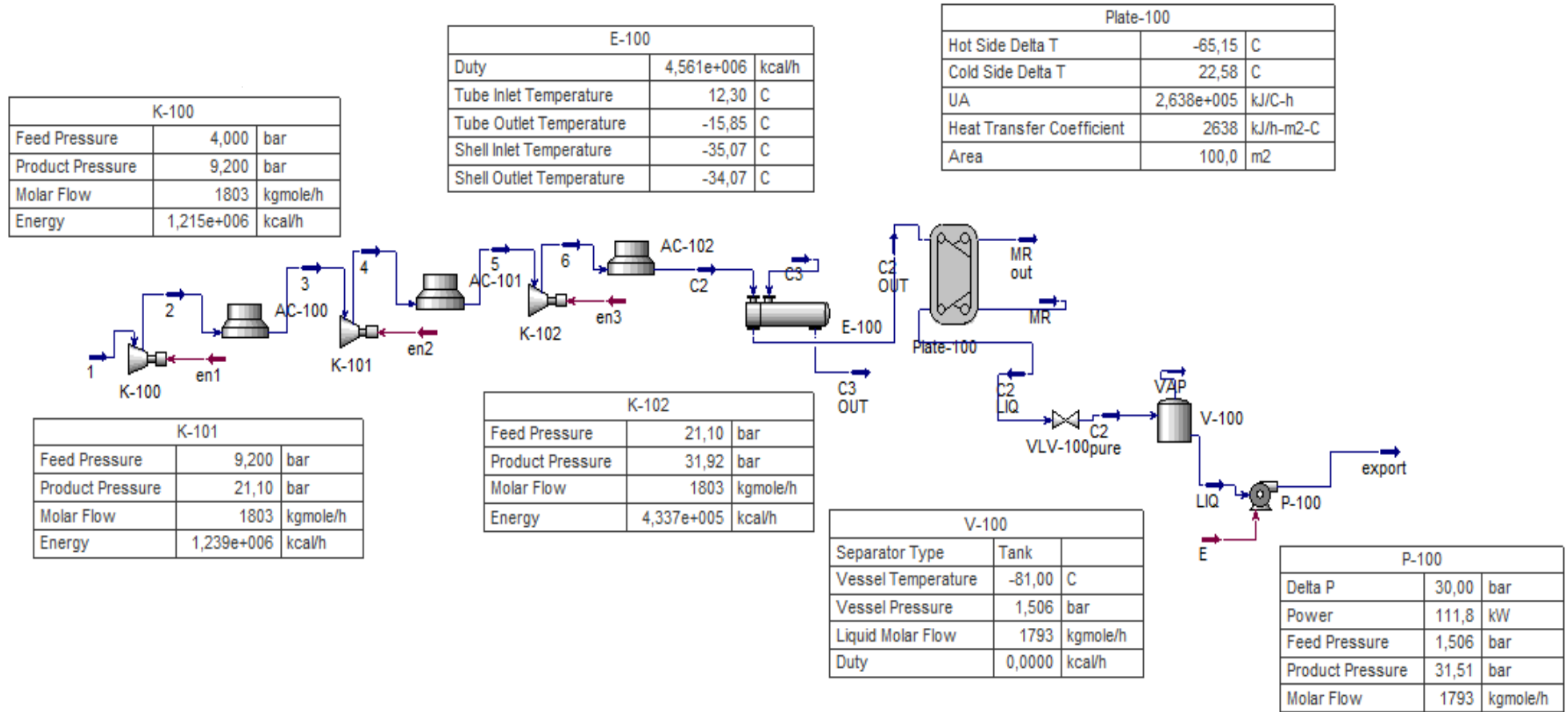


Figure 3.1: Schéma PFD pour le procédé de liquéfaction d'éthane

3.3. Description détaillée du procédé de liquéfaction de l'éthane

3.3.1. Objectif du procédé

Le procédé vise la liquéfaction de l'éthane gazeux à partir d'un flux pur déjà séparé, pour un stockage à l'état liquide sous pression atmosphérique. Pour atteindre cet objectif, l'éthane doit être porté à haute pression, puis refroidi progressivement jusqu'à la liquéfaction. Le cycle repose sur trois grandes étapes :

- Une compression en trois étages avec refroidissement intermédiaire
- Un pré-refroidissement avec du propane à basse pression (C3-BP)
- Une liquéfaction par mélange réfrigérant (MR)
- Une détente Joule-Thomson pour atteindre les conditions de stockage

3.3.2. Compression de l'éthane

L'éthane gazeux entre dans l'unité à une pression de **4 bar** et une température de **25 °C**. Afin de permettre sa liquéfaction, il est nécessaire d'augmenter sa pression avant les étapes de refroidissement et de condensation.

La compression est réalisée en **trois étages successifs**, à l'aide des compresseurs **K-101, K-102 et K-103**. Chaque étage est suivi d'un refroidisseur à air (**AC-100, AC-101 et AC-102**) permettant d'évacuer une partie de la chaleur générée lors de la compression.

Le premier compresseur augmente la pression de l'éthane de **4, à 9 bar**, avec une température de sortie de **88,7 °C**, puis le gaz est refroidi jusqu'à environ **20 °C**. Le deuxième étage porte la pression de **9 à 21,1 bar**, tandis que le troisième étage permet d'atteindre **31,92 bar**. Après le dernier refroidissement, la température de l'éthane est d'environ **12,3 °C**.

La puissance totale consommée par les trois compresseurs est de **3257 kW**. À la sortie de cette étape, l'éthane est donc disponible à haute pression et peut être envoyé vers la section de refroidissement.

3.3.3. Pré-refroidissement avec le propane (C3-BP)

Après compression, l'éthane est dirigé vers le premier échangeur de chaleur. Cette étape a pour objectif d'abaisser sa température avant son entrée dans la section de liquéfaction profonde.

Le pré-refroidissement est réalisé à l'aide de **propane à basse pression (C3-BP)**. L'éthane circule dans l'échangeur tandis que le propane fournit le froid nécessaire par échange thermique.

La température de l'éthane diminue ainsi de **12,3 °C à -15 °C**, tandis que sa pression reste pratiquement constante autour de **31,92 bar**, pour un débit d'éthane de **54 228 kg/h**.

Cette étape permet de réduire la charge thermique de l'étape suivante et de préparer l'éthane à la liquéfaction par le réfrigérant mixte.

3.3.4. Liquéfaction par réfrigérant mixte (MR)

À la sortie du pré-refroidisseur, l'éthane atteint une température d'environ **-15°C**. Il est ensuite envoyé vers un échangeur à plaques destiné à assurer son refroidissement à très basse température et sa liquéfaction.

Le refroidissement est assuré par un **réfrigérant mixte (MR)** contenant principalement du **méthane (CH₄)**, **de l'éthane (C₂)**, **du propane (C₃)** et **de l'azote (N₂)**. Le MR se trouve à une température d'environ **-100 °C** et présente un comportement biphasique avec environ **53 % de vapeur**.

L'échange thermique entre le MR froid et l'éthane permet d'abaisser progressivement la température de ce dernier jusqu'à environ **-81 °C**. À cette température et à une pression proche de **31,92 bar**, l'éthane atteint l'état liquide.

Le débit de MR utilisé est d'environ **54 650 kg/h**, L'éthane liquide obtenu constitue le produit à envoyer vers l'étape de détente.

3.3.5. Détente Joule-Thomson (VLV-100)

Après sa liquéfaction, l'éthane liquide est soumis à une détente à travers la **vanne Joule-Thomson VLV-100**. Cette opération permet de réduire sa pression jusqu'aux conditions nécessaires à son stockage.

La détente Joule-Thomson est une détente **isenthalpique**, c'est-à-dire que l'enthalpie du fluide reste approximativement constante :

$$h_e = h_s$$

La diminution importante de pression entraîne une modification de la température et de l'état thermodynamique de l'éthane. Dans le procédé étudié, l'éthane est détendu jusqu'à une pression proche de la pression atmosphérique, soit **1,013 bar**. La température obtenue est d'environ **-88 °C** selon les résultats présentés dans l'étude.

À la sortie de la vanne, l'éthane est donc disponible dans des conditions adaptées au stockage sous forme liquide.

3.3.6. Diagramme de Mollier du cycle de liquéfaction

Le **diagramme de Mollier** permet de représenter l'évolution thermodynamique du fluide au cours des différentes étapes du procédé. Dans cette étude, le diagramme utilisé représente principalement la relation entre l'**enthalpie** et la **pression**.

Les différentes trajectoires permettent de visualiser les transformations successives de l'éthane :

- **Ligne rouge – Compression** : elle représente l'augmentation de la pression de l'éthane dans les trois étages de compression.
- **Ligne bleue – Refroidissement et liquéfaction** : elle représente l'évacuation progressive de la chaleur de l'éthane lors du pré-refroidissement au propane puis de son refroidissement profond par le MR jusqu'à sa liquéfaction.
- **Ligne verte – Détente Joule-Thomson** : elle représente la détente de l'éthane liquide à travers la vanne VLV-100. Cette transformation est isenthalpique ; sur le diagramme pression–enthalpie, l'enthalpie reste donc constante tandis que la pression diminue.

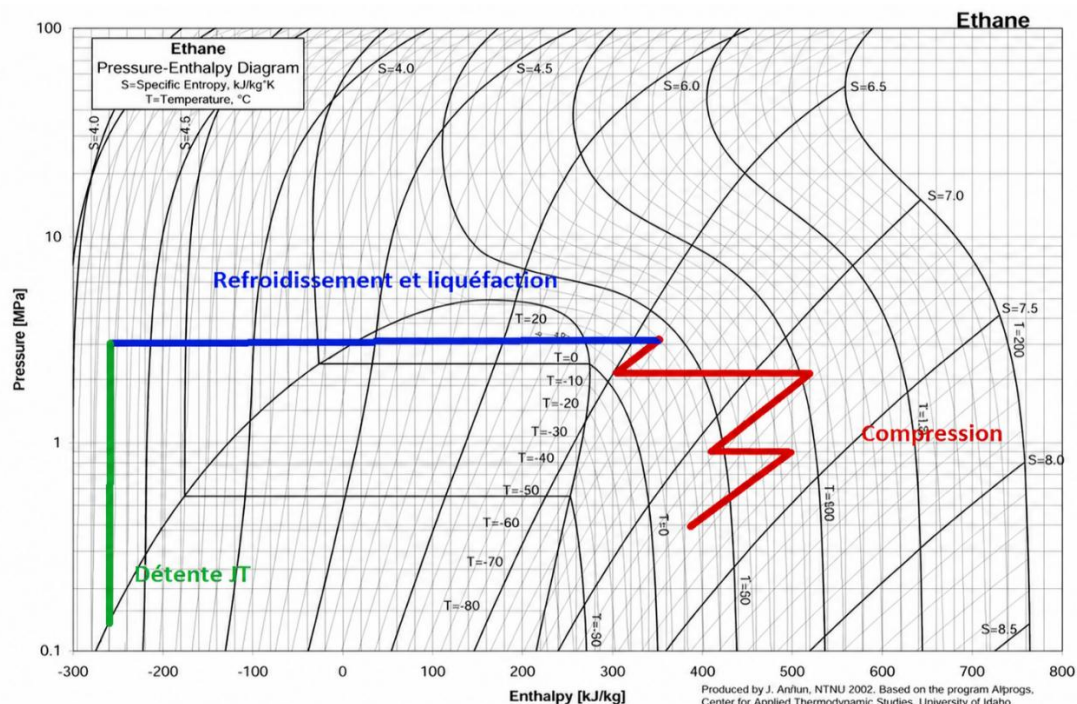


Figure 3.2: Diagramme du cycle de liquéfaction de l'éthane

3.4. Dimensionnement des échangeurs de liquéfaction de l'éthane

Pour la liquéfaction de l'éthane, le procédé proposé nécessite deux échangeurs de chaleur. Le premier est destiné au pré-refroidissement de l'éthane à l'aide de propane à basse pression (C3-BP), tandis que le second assure sa liquéfaction par échange thermique avec le réfrigérant mixte (MR) liquide.

Enfin, l'éthane liquéfié est soumis à une détente à travers une vanne Joule-Thomson (JT), afin de réduire sa pression jusqu'aux conditions de stockage à la pression atmosphérique (P_{atm}).

3.4.1. Dimensionnement d'un nouveau échangeur Ethane-Propane BP:

Considérant que l'éthane est à l'état pur, sa condensation est à une température de $-81\text{ }^{\circ}\text{C}$ et sous une pression de 1,5 bar. Il est proposé de mettre en place un échangeur pour soumettre l'éthane à un prérefroidissement avec le propane BP provenant de la boucle auxiliaire. À ces conditions, on aboutira aux paramètres voulus.

Caractéristiques	Côté tube	Côté calandre
Fluide	L'éthane	Propane BP
Débit massique (kg/h)	54 228	45 500
Viscosité (kg/m.s)	$4,429 \times 10^{-5}$	$0,1827 \times 10^{-3}$
Chaleur spécifique (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$)	0,796	0.346
Conductivité thermique (kcal/h.m $^{\circ}\text{C}$)	0,022	$1,05 \times 10^{-3}$
Chaleur latente de vaporisation (Kcal/kg)	58,74	100.37
Masse volumique (kg/m ^{3})	67,65	3.186
Pression (bar)	32,00	1.37
Température ($^{\circ}\text{C}$)	$t_e = 12,3\text{ }^{\circ}\text{C}$ $t_s = -15\text{ }^{\circ}\text{C}$	$t_e = -35,07\text{ }^{\circ}\text{C}$ $t_s = -34,07\text{ }^{\circ}\text{C}$

Tableau 3.1: Données pour le dimensionnement d'un échangeur Tubulaire

Paramètres	Résultats	Unités
Quantités de chaleur (Q)	2 324 266,31	kcal/ h
Température logarithmique moyenne (ΔTLM)	46,02	$^{\circ}\text{C}$

Coefficient du transfert Global (U)	234	kcal /h m ² °C
Surface disponible (A _d)	215,7	m ²
Nombre des tubes (N _t)	602 tubes	-
Section de passage (a _t)	58,81 *10 ⁻³	m ²
Coefficient de transfert thermique (J _H)	250 / 40	-
Coefficient du film interne (h _i)	194,72	kcal/m ² .h °C
Coefficient corrigé (h _{io})	160.99	Kcal/m ² h °C
Section de passage (a _c)	0,096	m ²
L'espacement (B)	0,4	m
Nombre de chicanes (N _c)	15 chicanes	-
Coefficient du film externe (h _o)	220,25	Kcal/m ² h °C
Coefficient du transfert propre (U _p)	93,01	Kcal/m ² h °C
Perte de charge (côté tube) Δp _t	0.2	bar
Perte de charge (côté calandre) Δp _c	0.14	bar

Tableau 3.2 : Résultats de dimensionnement de l'échangeur tubulaire.

3.4.2. Dimensionnement d'un nouveau échangeur à plaques Ethane-MR:

Après le pré-refroidissement, l'éthane sera liquéfié dans un échangeur à plaques.

Le choix de ce type d'échangeur est dû à l'approchement des températures des deux fluides ; c'est le seul qui nous permet d'atteindre la température voulue.

Caractéristiques	Fluide 1	Fluide 2
Fluide	MR (53%vap)	Ethane
Débit massique (kg/h)	54 650	54 228
Viscosité (cP)	9,79×10 ⁻²	4,46×10 ⁻²
Chaleur spécifique (kJ/kg K)	2,087	4,746
Conductivité thermique (W/m K)	0,081	0,0646
Masse volumique (kg/m ³)	15,05	175,9
Température (°C)	T _e = -100°C T _s = - 77,27°C	T _e = -15°C T _s = -81°C

Tableau 3.3 : Caractéristiques de l'échangeur de chaleur à plaques

Paramètres	Résultats	Unités
Quantités de chaleur (Q)	1 136 350	kw/ h
Température logarithmique moyenne (ΔTLM)	13,66	°C
Coefficient de transfert Global (K)	160,40	K m ² /w
Surface disponible (S)	518,63	m ²
Coefficient d'échange thermique (h_1)	1 298,14	W/K m ²
Coefficient d'échange thermique (h_2)	186,08	W/K m ²
Nombre d'unités de transfert NUT	2,63	
Perte de charge (fluide 1) Δp_1	100 000	Pa
Perte de charge (fluide 2) Δp_2	720,88	Pa

Tableau 3.4 : Résultats de dimensionnement de l'échangeur à plaques

3.4.3 Dimensionnement du bac de stockage

Selon les conditions de stockage de l'éthane liquide (-88 °C / 1,5 atm), le type de réservoir désigné est cryogénique, c'est-à-dire sous pression atmosphérique (P_{atm}) et à température d'ébullition (stockage à une température contrôlée).

Par convention, on désigne par stockages cryogéniques les réservoirs dont la gamme de températures est comprise entre - 60 et - 273 °C. Ils sont construits avec des matériaux beaucoup plus résilients tels que les aciers alliés au nickel (5 à 9 % de Ni), les aciers inoxydables et les alliages d'aluminium.

Les réservoirs de stockage cryogéniques ne sont jamais remplis entièrement. En effet, un espace de vapeur est exigé pour permettre une ébullition (évaporation) adéquate avec le maintien de la pression de stockage. Cet espace de vapeur minimum (appelé aussi espace ullage) est d'environ 0.5 % du volume total.

Notre choix est pour les réservoirs aériens à intégrité totale vu que tous les bacs de stockage au niveau du GL3/Z sont de ce type et qu'ils représentent une des plus récentes technologies.

Cette évolution a consisté à intégrer au réservoir lui-même une cuve externe, résistante aux conditions cryogéniques, permettant de protéger le contenu de la cuve interne contre une agression extérieure, de contenir le volume du l'éthane liquide stocké, de fournir une étanchéité pour les liquides et de confiner les vapeurs.

La principale évolution du réservoir à intégrité totale réside dans l'intégration d'une enceinte en béton armé précontraint, directement liée et construite sur la base du réservoir couronnée d'un dôme d'acier et de béton armé.

- Ces réservoirs sont composés de :
- Une enceinte primaire autoporteuse (sans support) en acier spécial (cryogénique 9% nickel) capable de contenir le liquide réfrigéré en conditions normales de fonctionnement.
- Une isolation identique aux technologies précédentes permettant de contrôler l'évaporation du contenu liquide de la cuve interne réalisée en :
 - Matériau perlite pour les parois latérales (fabriqué sur place par expansion de sable de silice).
 - Perlite ou laine de verre pour l'isolation haute.
 - Bloc de verre cellulaire.
- Une enceinte secondaire autoporteuse en béton armé précontraint pourvue d'un dôme hémisphérique.

Le schéma suivant présente le réservoir aérien à intégrité totale :

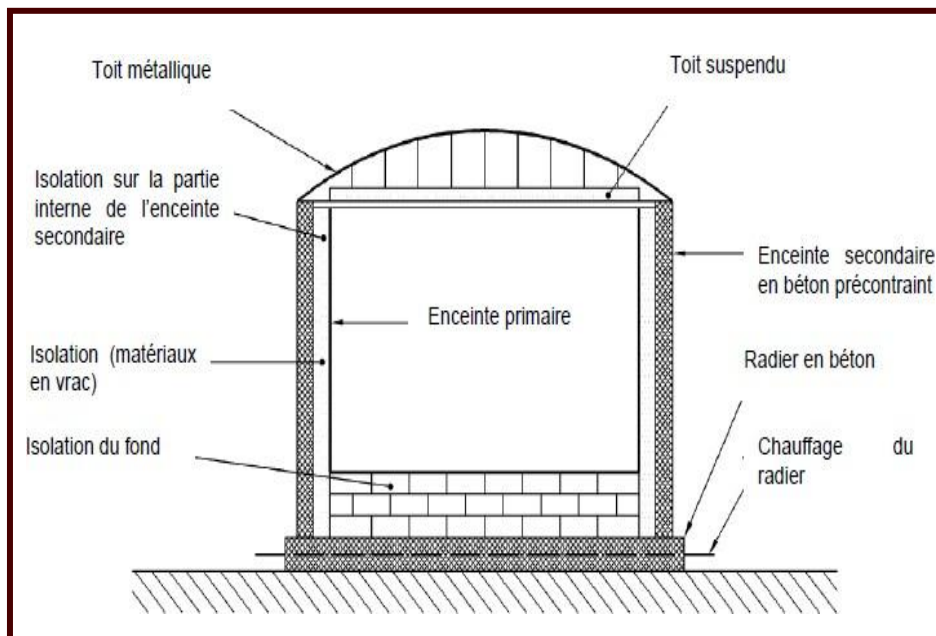


Figure 3.3 : Exemple d'un réservoir à intégrité totale.

Chapitre 4 : Évaluation économique du projet

Pour valoriser un projet, une étude de rentabilité économique est nécessaire en premier lieu, elle correspond à la phase de la conception du projet.

- La collecte des informations telles que l'estimation de l'investissement et des dépenses liées au projet.
- Utilisation de critères de choix d'investissement tels que : la valeur ajoutée net, le taux de rentabilité interne, le délai de récupération de l'investissement et l'enrichissement.

4.1 Estimation du prix des équipements

Pour obtenir le prix exact de nos échangeurs, plusieurs facteurs entrent en jeu dans la méthode d'estimation. Nous allons prendre le cas d'un échangeur du même type que le nôtre, à faisceaux et à calandre (17-MC08) et à plaques (12-MC22), mais avec une capacité différente.

On applique alors la règle de M. Bauman et ses collaborateurs qui se repose sur la loi de l'échelle proportionnelle .

$$\text{Coût de l'équipement (a)} = \left[\frac{\text{Capacité de l'équipement (a)}}{\text{Capacité de l'équipement (b)}} \right]^{0,6}$$

"a" concerne l'échangeur dimensionné et "b" concerne l'équipement connu (prix)

4.1.1 Échangeur tubulaire (Éthane-Propane BP)

Avec une surface d'échange de 851 m² (17-MC08), son prix est de 592 810,27 \$.

Sachant que la capacité de (a) est de 215,7 m², on appliquant la règle ci-dessus,

On obtient le coût de l'équipement : $X = 592810.27 \$ \times (215,7/851)^{0,6}$

$$\text{D'où : } X = 232\,526,65 \$$$

Le coût de l'échangeur (X) dimensionné est égal à **232 526,65 \$**.

4.1.1.1 Estimation des dépenses

- Estimation du coût d'investissement

Le tableau donne une estimation modulaire du coût d'investissement de l'échangeur et des équipements auxiliaires ainsi que les travaux de construction et de génie civil nécessaires pour le développement de l'installation.

Investissement		
1- Équipement principal échangeur	Prix unitaire (\$)	100,00%
	232 526,65	59%
2- Construction :		
Montage équipement	13 951,59	4%
Tuyauterie	34 878,99	9%
Instrumentation	23 252,66	6%
Electricité	20 927,39	5%
Calorifuge	2 325,26	1%
Peinture	6 975,79	2%
Génie Civil	32 553,73	8%
3- Transport :	13 951,59	4%
4- Ingénierie :	11 626,33	3%
Totale	392 969,98	

Tableau 4.1 : Les estimations financières pour l'échangeur tubulaire.

4.1.2 Échangeur à plaques (MR-éthane)

Concernant le prix de l'échangeur à plaques, nous allons prendre le cas d'un échangeur à plaques du même type que le nôtre avec une capacité qui diffère, avec une surface d'échange de 1672,27 m² son prix est de 1 590 793,22 \$.

Sachant que la capacité de (a) est de 518,63 m², en appliquant la règle de Baumann :

On obtient, le coût de l'équipement $X = 1590793.2 \$ (518,63/1672 ; 27)^{0,6}$

D'où : $X = 788033,12 \$$

Le coût de l'échangeur (X) dimensionné est égal à **788 033,12 \$**.

4.1.2.1 Estimation des dépenses

- Estimation du coût d'investissement

Le tableau donne une estimation modulaire du coût d'investissement de l'échangeur et des équipements auxiliaires ainsi que des travaux de construction et de génie civil nécessaires pour le développement de l'installation.

Investissement		
1- Équipement principal	Prix unitaire (\$)	100,00%
Echangeur	788 033,12	59%
2- Construction :		
Montage Équipement	47 281,99	4%
Tuyauterie	118 204,96	9%
Instrumentation	78 803,31	6%
Electricité	70 922,98	5%
Calorifuge	7 880,33	1%
Peinture	23 640,99	2%
Génie Civil	110 324,10	8%
3- Transport :	47 281,99	4%
4- Ingénierie :	39 401,65	3%
Totale	1 331 775,42 \$	

Tableau 4.2 : Les estimations financières pour l'échangeur à plaques

4.1.3 Vannes de détente (Joule-Thomson)

Le nouveau procédé de liquéfaction de l'éthane nécessite trois vannes JT :

- Vanne JT pour la détente du propane (5,36 bar → 1,37 bar).
- Vanne JT pour la détente du MR liquide (59,7 bar → 4,5 bar).
- Vanne JT pour la détente de l'éthane liquide (31 bar → 1,5 bar).

Les vannes de détente (JT)	Prix en devise (\$)	Prix en dinars
Vanne JT propane	13 466,57	1 616 190,39
Vanne JT MR liquide	31 422,01	3 771 112,53
Vanne JT l'éthane liquide	30 99,79	3 636 429,29

Tableau 4.3 : Coûts des vannes JT.

4.1.4 Estimation du coût de la pompe d'éthane liquide

Le nouveau procédé de liquéfaction de l'éthane nécessite une pompe destinée à assurer l'**exportation de l'éthane liquide**. Après sa liquéfaction et son stockage à une pression proche de la pression atmosphérique, l'éthane liquide est repris par la pompe afin d'augmenter sa pression d'environ **1 bar à 30 bar**, permettant ainsi son transfert vers les installations d'exportation.

Le dimensionnement de cette pompe a été réalisé à l'aide du logiciel **Aspen HYSYS**. Selon les résultats de la simulation, la puissance électrique absorbée par la pompe est de **111,8 kW**. Cette puissance constitue un paramètre important pour l'évaluation de la consommation énergétique et des coûts d'exploitation de la nouvelle installation.

Pour l'étude économique, et en l'absence d'un devis fournisseur, le coût de la pompe est estimé à 150 000 \$. Cette valeur est considérée comme une estimation préliminaire du coût d'acquisition de la pompe adaptée au service cryogénique de l'éthane liquide

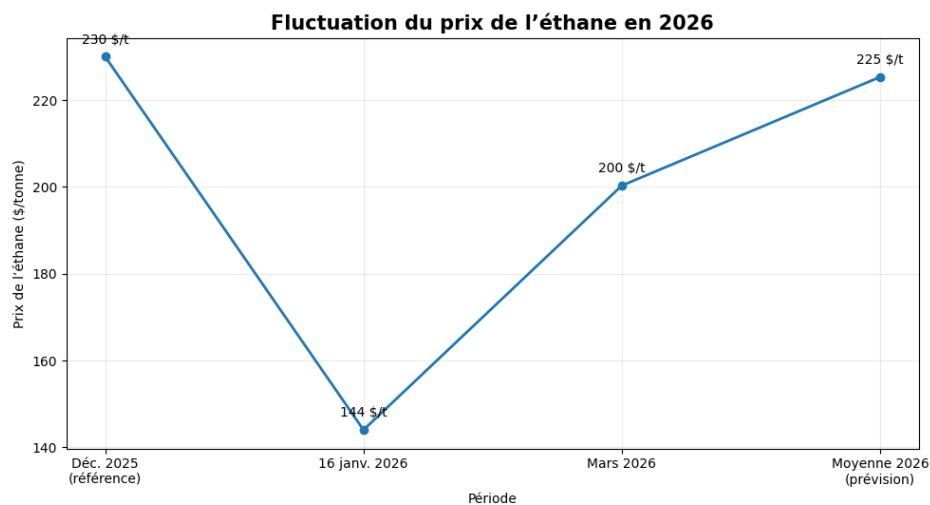
4.2 Estimation du coût du projet "unité de procédé de liquéfaction d'éthane"

Afin d'évaluer le coût de cet investissement, nous devons englober tous les prix de toutes les installations citées précédemment pour avoir une approche préalable de l'impact financier.

Équipements dimensionnés	Prix (\$)
Échangeur tubulaire	392 969,98
Échangeur à plaques	1 331 775,42
Vanne JT propane	13 466,57
Vanne JT MR liquide	31 422,01
Vanne JT éthane liquide	30 299,79
Bac de stockage Ethane	36 250 000
Piping cryogénique (2100m)	434,54 \$/m
Pompe	150 000 \$
Total	39 112 467,77 \$

Tableau 4.4 : Estimation du coût du projet de la nouvelle unité de liquéfaction d'éthane.

Pour avoir une idée du temps d'amortissement de ce projet, nous devons connaître le prix de l'éthane sur le marché pétrochimique international, comme le démontre la figure suivante :



Source : S&P Global Energy, Global Ethylene Short-term Outlook (jan. 2026) et NGL Markets Short Term Outlook (avril 2026).

Figure 4.1: Fluctuation des prix de l'éthane en 2026.

4.3 Calcul de la rentabilité

Toutes les données nécessaires pour le calcul de la rentabilité du projet ont été collectées auprès du service des finances.

- **Taux d'inflation**

- Pour effectuer l'évaluation économique d'un projet, il est nécessaire de prendre en considération l'influence de l'inflation sur les coûts d'investissement, les charges d'exploitation ainsi que les flux financiers futurs. Le taux d'inflation constitue ainsi un paramètre important dans l'analyse de la rentabilité du projet.

- Contrairement au taux de 2,90 % retenu pour l'année 2014 dans l'étude initiale, les données économiques récentes montrent une diminution des pressions inflationnistes en Algérie. Selon la Banque mondiale, le taux d'inflation s'est établi à 4,0 % en 2024, tandis qu'il a atteint 1,7 % au cours des neuf premiers mois de 2025.

- **Taux d'actualisation**

L'actualisation, qui cherche la valeur aujourd'hui d'une somme future, elle déprécie le futur, c.à.d. être plus exigeant vis à vis des flux futurs que vis à vis des flux actuels. Le taux d'actualisation joue un rôle important dans les calculs d'investissement fondé coût sur l'actualisation, il est estimé à **10 %** pour l'entreprise.

- **Taux d'impôt**

Lors d'une étude économique, dans la construction d'un échéancier de flux de trésorerie, il convient de déterminer la contribution du projet considéré aux sorties de fonds correspondant aux paiements d'impôts.

4.4 Analyse des résultats : Est-ce que ce gain mérite l'investissement ?

L'étude de rentabilité constitue un élément essentiel de l'évaluation économique du projet. Elle permet de déterminer dans quelle mesure l'investissement envisagé peut générer des revenus supplémentaires pour le complexe GL3/Z et contribuer ainsi à une meilleure valorisation de l'éthane.

Dans le cadre de cette étude, l'investissement concerne la mise en place d'une nouvelle unité destinée à liquéfier et à stocker l'éthane afin de permettre sa commercialisation en tant que matière première pour l'industrie pétrochimique.

Le gain économique est déterminé à partir de la différence entre la valeur de l'éthane lorsqu'il est valorisé comme matière première pétrochimique et sa valeur dans son utilisation actuelle. D'après les données retenues dans cette étude, ce gain est estimé à **37,15 \$ par tonne d'éthane**.

La capacité de traitement considérée est de **50 tonnes par heure**. En supposant un fonctionnement de l'installation pendant **24 heures par jour et 330 jours par an**, la quantité annuelle d'éthane valorisée est donnée par :

$$\text{Production annuelle} = 50 \times 24 \times 330 = 396\,000 \text{ tonnes/an}$$

Le gain annuel correspondant est donc :

$$\text{Gain annuel} = 396\,000 \times 37,15 = 14\,711\,400 \text{ \$/an}$$

Le coût global estimé de la nouvelle unité de liquéfaction et de stockage est de **39 112 467,77 \$**, incluant les principaux équipements, le stockage et les installations nécessaires au fonctionnement de l'unité.

Le temps de retour sur investissement simple (TRI) peut alors être calculé à partir du rapport entre l'investissement initial et le gain annuel :

$$T_a = \text{Investissement initial} / \text{Gain annuel}$$

$$T_a = 39\,112\,467,77 / 14\,711\,400 = 2,65 \text{ ans}$$

Soit environ : **$T_a \approx 970$ jours**

Ainsi, l'investissement initial serait récupéré après environ **2,65 années de fonctionnement** de l'installation, dans les conditions économiques retenues et en supposant que le gain annuel reste constant.

Ce résultat montre que le projet présente un **temps de retour relativement court** au regard de l'importance de l'investissement initial. La valorisation de l'éthane sous forme liquide permettrait donc de générer des revenus supplémentaires pour le complexe et d'améliorer l'exploitation économique de cette ressource. L'étude réalisée conclut ainsi à une **perspective économique favorable** pour le projet, tout en soulignant que l'évaluation définitive devrait prendre en compte les charges d'exploitation, les coûts énergétiques, la fiscalité, l'évolution du prix de l'éthane et les éventuelles variations de la production.

Conclusion générale

Ce travail nous a permis d'explorer une thématique à la fois actuelle et porteuse d'avenir : la valorisation de l'éthane au sein du complexe GL3/Z. L'éthane, longtemps perçu comme un simple composant du gaz naturel, représente aujourd'hui une réelle opportunité de création de valeur, à condition de mettre en place les technologies adaptées à son exploitation.

Dans un premier temps, nous avons pris le temps de bien comprendre le fonctionnement global du complexe GL3/Z, ses différentes unités, ainsi que la technologie qu'il utilise – notamment le procédé APCI, reconnu dans le monde de la liquéfaction. Cette analyse nous a permis d'identifier les points de contact possibles avec notre sujet et de mieux cerner l'environnement industriel dans lequel s'inscrit notre étude.

La suite du travail a été consacrée à l'éthane lui-même : ses propriétés, ses utilisations, mais aussi sa situation actuelle en Algérie. Nous avons constaté que, malgré son potentiel important, ce gaz reste encore sous-valorisé localement. Plusieurs pistes ont alors été envisagées, dont la liquéfaction, qui a été le cœur de notre étude technique.

Grâce au logiciel Aspen HYSYS, nous avons pu simuler un procédé complet de liquéfaction de l'éthane. Cette modélisation nous a permis de dimensionner les équipements clés du procédé, d'identifier les besoins énergétiques et de proposer un schéma opérationnel qui pourrait, à terme, être intégré dans l'infrastructure existante du complexe.

Enfin, une première évaluation économique a montré que cette solution pourrait être rentable, avec un gain estimé à environ 37 dollars par tonne d'éthane liquéfié. Bien sûr, cette estimation reste à affiner avec des données industrielles réelles, mais elle laisse entrevoir une piste intéressante pour Sonatrach et l'industrie gazière algérienne en général.

En conclusion, cette étude ouvre la voie à une meilleure exploitation de l'éthane en Algérie. Elle montre qu'avec des choix technologiques adaptés, il est possible non seulement de réduire le gaspillage de ressources, mais aussi de contribuer à la diversification économique du pays.

Références

- [1] SONATRACH. (2021). Stratégie de développement de la pétrochimie en Algérie et valorisation des hydrocarbures. Sonatrach Publications, Alger.
- [2] SONATRACH. (2021). Rapports internes d'exploitation et fiches techniques du complexe GL3/Z. Arzew, Algérie.
- [3] Camporeale, C., Del Ciello, R., & Jorizzo, M. (2021). Beyond the Hydrocarbon Economy: The Case of Algeria. Dans *Energy Transition and Economic Dynamics in MENA Region*. IntechOpen, DOI: 10.5772/intechopen.91015.
- [4] SONATRACH. (2021). Rapports internes d'exploitation et fiches techniques du complexe GL3/Z. Arzew, Algérie.
- [5] Van Nguyen, N., & Pirouzfar, V. (2024). Multi-aspect evaluation of integrated ethane liquefaction processes: Economic, energy, and thermodynamic analysis for transport applications. *Environmental Progress & Sustainable Energy*, 43(5), e14320.
- [6] Smith, J., & Patel, R. (2017). *Fundamentals of Hydrocarbon Chemistry*. Chemical Press.
- [7] GPSA. (2017). *GPSA Engineering Data Book* (14th ed.). Gas Processors Suppliers Association (GPSA), Tulsa, Oklahoma, USA.
- [8] IPCC. (2021). *Climate Change: The Physical Science Basis*. Intergovernmental Panel on Climate Change Report.
- [9] OSHA. (2019). *Chemical Safety Data Sheet: Ethane*. Occupational Safety and Health Administration.
- [10] Perry, R. H., & Green, D. (2019). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (9th ed.). McGraw-Hill.
- [11] Lemmon, E. W., et al. (2018). *Thermophysical Properties of Fluid Systems*. NIST Chemistry WebBook, NIST Standard Reference Database Number 69.
- [12] Perry, R. H., & Green, D. (2019). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (9th ed.) – Données d'équivalent gaz/liquide. McGraw-Hill.
- [13] Lemmon, E. W., et al. (2018). *Thermophysical Properties of Fluid Systems – Capacités calorifiques Cp et Cv*. NIST Chemistry WebBook.
- [14] Poling, B. E., Prausnitz, J. M., & O'Connell, J. P. (2001). *The Properties of Gases and Liquids* (5th ed.). McGraw-Hill.

- [15] Lemmon, E. W., et al. (2018). Thermophysical Properties of Fluid Systems – Pression de vapeur et caractéristiques de la phase liquide. NIST Chemistry WebBook.
- [16] OSHA. (2019). Chemical Safety Data Sheet: Ethane – Propriétés à l'état solide et température d'auto-inflammation. Occupational Safety and Health Administration.
- [17] Rostrup-Nielsen, J. R., & Sehested, J. (2006). Hydrocarbon Steam Cracking for Ethylene Production. *Catalysis Today*, 111(1), 140-145.
- [18] Meyers, R. A. (2005). *Handbook of Petrochemical Processes*. McGraw-Hill.
- [19] Zimmermann, H., & Walzl, R. (2009). Ethylene. Dans *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, DOI: 10.1002/14356007.a10_045.pub2.
- [20] SONATRACH. (2021). Rapports internes d'exploitation et fiches techniques du complexe GL3/Z. Arzew, Algérie.
- [21] SONATRACH. (2021). Rapports internes d'exploitation et fiches techniques du complexe GL3/Z. Arzew, Algérie.
- [22] Poling, B. E., Prausnitz, J. M., & O'Connell, J. P. (2001). *The Properties of Gases and Liquids* (5th ed.). McGraw-Hill.
- [23] Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (2nd ed.). Elsevier.
- [24] Luyben, W. L. (2010). *Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers* (2nd ed.). McGraw-Hill.
- [25] Himmelblau, D. M., & Riggs, J. B. (2012). *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering* (8th ed.). Prentice Hall.
- [26] Marquardt, W., et al. (2005). Dynamic Process Simulation: Current Trends and Future Challenges. *Computers & Chemical Engineering*, 29(6), 1281-1294.
- [27] Marquardt, W., Wedel, G., & von Wedel, L. (2005). Dynamic Process Simulation: Current Trends and Future Challenges. *Computers & Chemical Engineering*, 29(6), 1281-1294.

Résumé : Lors de la conception du complexe GL3/Z, les constructeurs ont pris en compte, en plus de la liquéfaction du gaz naturel, la valorisation de certains constituants du GN tels que l'éthane, le propane, le butane, le pentane, la gazoline, l'azote et l'hélium. L'éthane - objet de notre travail – devrait être en vue envoyé vers des sites pétrochimiques avec une quantité de 54 T/h mais le cas actuel il est réinjecté dans le circuit GN-GNL et utilisé comme combustible Fuel gaz. Le présent travail constitue une modeste contribution à la mise en œuvre d'un procédé de liquéfaction d'éthane à travers une approche technique pragmatique et adaptée au contexte économique et technologique du secteur des hydrocarbures afin de le commercialiser à l'état liquide. Il permet de mettre en évidence des solutions performantes à moindre coût et très rentable a long terme vu que le gain approprié est de l'ordre de 37\$/tonne d'éthane

Mots Clés : Liquéfaction d'éthane, Ethane, Propane, MR, Echangeur principal (MCHE), Echangeur à plaques.

Abstract: During the design of the GL3/Z complex, the constructors considered, in addition to natural gas liquefaction, the valorization of certain components of natural gas such as ethane, propane, butane, pentane, gasoline, nitrogen, and helium. Ethane—the subject of our study—was initially intended to be sent to petrochemical sites in a quantity of 54 T/h. However, in the current situation, it is reinjected into the NG-LNG circuit and used as fuel gas. This work represents a modest contribution to the implementation of an ethane liquefaction process through a pragmatic technical approach adapted to the economic and technological context of the hydrocarbon sector, with the goal of commercializing it in liquid form. It highlights efficient, low-cost, and highly profitable long-term solutions, with an estimated economic gain of around \$37 per ton of ethane.

Keywords: Ethane liquefaction, Ethane, Propane, MR, Main Cryogenic Heat Exchanger (MCHE), Plate heat exchanger.

ملخص:

خلال تصميم مركب GL3/Z ، أخذ المصممون بعين الاعتبار ، بالإضافة إلى تسهيل الغاز الطبيعي، تجميع بعض مكونات الغاز الطبيعي، مثل الإيثان والبروبان والبيوتان والبنتان والغازولين والنيتروجين والهيليوم. ويُعد الإيثان، موضوع هذه الدراسة، أحد المكونات التي كان من المقرر توجيهها نحو المواقع البتروكيميائية بكمية تقدر بـ 54 طن/ساعة. إلا أنه في الوضع الحالي، تتم إعادة حقنه في دائرة الغاز الطبيعي-الغاز الطبيعي المسال، كما يُستخدم كغاز وقود.(Fuel Gas)

يمثل هذا العمل مساهمة في دراسة وتنفيذ عملية تسييل الإيثان من خلال اتباع مقاربة تقنية عملية تتلاءم مع الظروف الاقتصادية والتكنولوجية لقطاع المحروقات، بهدف تسويقه في حالته السائلة والاستفادة المثلى من قيمته الاقتصادية.

وقد أظهرت الدراسة إمكانية اعتماد حلول فعالة وبتكلفة منخفضة، مع تحقيق مردودية اقتصادية جيدة على المدى الطويل، حيث يُقدر الربح المحقق بحوالي 37 دولارًا لكل طن من الإيثان.

الكلمات المفتاحية: تسييل الإيثان، الإيثان، البروبان، المبرد المختلط