



Faculty of Sciences and Technology
Department of Process Engineering
Ref :...../U.M/F.S.T/2024

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries Pétrochimiques

Option: Génie Pétrochimique

THEME

ANALYSE DE LA FESABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION
D'ETHANE AU SEIN DU COMPLEXE GL3/Z

Présenté par

- 1- Mr MAHIDDINI Faissal.
- 2- Mr BENCHERIF Sidali.

Soutenu le 26 / 06 / 2024, devant le jury composé de :

Présidente :	Dr ATTOUTI Salima	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	Dr BOUBEGRA Naima	MCA	Université de Mostaganem
Encadrant :	Dr TERMOUL Mourad	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire : 2023/2024

Remercîment

Cette thèse est l'aboutissement d'un travail réalisé avec beaucoup d'acharnement et de dévouement bien sur en exploitant les nombreuses connaissances acquises lors de notre cursus universitaire dans chaque étape pour assurer que notre recherche apporte une contribution fructueuse et significative à tous ceux qui la liront et qu'elle pourra les inspirer dans leur propre recherche .

Tout d'abord nous souhaitons exprimer notre immense gratitude à notre encadrant Mr TERMOUL Mourad pour ses conseils avisés et précieux, sa disponibilité constante et son engagement à nous guider tout au long de cette recherche son soutien et son expertise ont été essentiels à la réalisation de cette thèse nous le remerciant chaleureusement nous sommes reconnaissants envers son accompagnement et ce fut un immense plaisir de travailler sous sa direction

Des sincères remerciements à mesdames les jurées Mme BOUBEGRA Naima et Mme la présidente ATTOUTI Salima pour avoir pris le temps d'examiner notre travail et de participer à notre soutenance de thèse

Notre évaluation et vos avis critiques sont inestimables et contribuent grandement à l'amélioration de cette recherche

Nous sommes profondément reconnaissants à nos familles et à nos amis pour leur soutien inconditionnel et leur amour, vos encouragements et votre patience ont été des piliers tout au long de notre parcours académique

Merci de nous avoir accompagnées avec tant de bienveillance et de compréhension

ANALYSE DE LA FESABILITE D'UNE UNITE DE LIQUEFACTION D'ETHANE AU SEIN DU COMPLEXE GL3/Z.....	1
Chapitre : Présentation du procédé du complexe GL3/Z.....	11
1 Chapitre : Présentation du procédé du complexe GL3/Z.....	3
1.1 Introduction :.....	3
1.2 Les zones de procédé :.....	3
1.2.1 Zone des utilités :.....	3
1.2.2 Zone de procédé :.....	3
1.3 Description de l'unité17 de fractionnement :.....	5
1.3.1 Section de Récupération et de Fractionnement des LGN :.....	6
1.3.2 La Colonne de dééthanisation :.....	6
1.4 Conclusion :.....	7
1.5 Généralité sur les échangeurs :.....	7
1.6 Aperçu sur les échangeurs tubulaires et à plaques :.....	8
1.6.1 Les échangeurs tubulaires :.....	8
1.6.2 Les échangeurs à plaques :.....	8
1.7 Introduction à la simulation :.....	9
1.7.1 Définition :.....	9
1.7.2 Présentation du logiciel Aspen HYSYS :.....	9
1.7.3 Principe d'utilisation de HYSYS :.....	9
1.7.4 Modèles thermodynamiques :.....	9
1.8 Valorisation L'Ethane :.....	10
1.8.1 Généralités sur l'éthane :.....	10
1.8.2 Propriétés De L'Ethane :.....	10
1.8.3 Caractéristiques de l'éthane :.....	10
1.8.3.1 Phase gazeuse :.....	10
1.8.3.2 Phase liquide :.....	10
1.8.3.3 Phase solide (glace) :.....	11
1.8.4 Utilisations de l'éthane :.....	11
1.9 Présentation du problème :.....	11
Chapitre2 : Procédé de liquéfaction de l'Ethane.....	3
2 Chapitre2 : Procédé de liquéfaction de l'Ethane.....	13
2.1 Introduction :.....	13
2.2 Les scenarios possible :.....	14
2.2.1 Procédé proposé dans le Scénarios (A) :.....	14

2.2.1.1	Principe du procédé :	14
2.2.2	Procédé proposé dans le Scénarios (B) :	15
2.2.2.1	Principe du procédé :	15
2.3	Dimensionnement des échangeurs de liquéfaction de l'éthane :	18
2.3.1	Dimensionnement d'un nouveau échangeur Ethane-Propane BP :	18
2.3.1.1	• Calcul thermique :	18
2.3.1.2	• Calcul de débit du propane :	19
2.3.1.3	• Calcul de l'écart logarithmique moyen de température :	19
2.3.2	Dimensionnement de l'échangeur à plaque Ethane-MR :	20
2.3.2.1	Calcul du ΔT_{LM}	21
2.3.2.2	Calcul de la puissance thermique :	21
2.3.2.3	Calcul de débit du MR :	21
2.4	Dimensionnement du bac de stockage :	23
2.4.1	Estimation de la taille du bac de stockage « Ethane liquide » :	23
2.4.2	Simulation :	24
2.4.3	Localisation des points de piquage et de réinjection :	25
2.4.3.1	Simulation :	26
2.4.4	Comparaison entre les résultats obtenus par calcul et Aspen HYSYS :	28
2.5	Conclusion :	28
Chapitre 3 : Calcul économique et Evaluation du risque		13
3	Chapitre 3 : Calcul économique et Evaluation du risque	30
3.1	Introduction :	30
3.2	Estimation du prix des équipements :	30
3.2.1	Echangeur tubulaire (Ethane-Propane BP) :	30
3.2.1.1	Estimation des dépenses :	30
3.2.1.2	Estimation du coût d'investissement :	30
3.2.2	Echangeur à plaques (MR-éthane) :	31
3.2.2.1	Estimation des dépenses :	31
3.2.2.2	- Estimation du coût d'investissement :	31
3.2.3	Les vannes de détente (Joule-Thomson) :	31
3.2.4	Le bac de stockage :	32
3.2.5	Estimation du coût du projet "unité de procédé de liquéfaction d'éthane" :	32
3.3	Analyse des résultats : Est-ce que ce gain mérite l'investissement ?	32
3.4	Evaluation des risques de la nouvelle installation	33
3.5	• Distance de sécurité	33
3.6	Conclusion :	33
Conclusion générale		34

4	Conclusion générale :	35
5	Bibliographie :	38

Liste des tableaux

Tableau 1	: Paramètre de fonctionnement du dééthaniseur	Erreur ! Signet non défini.
Tableau 2	: Paramètres du DC1 et DC2 des deux procédés.	17
Tableau 3	: Les résultats de la simulation du procédé ARAMCO selon les paramètres de fonctionnement du GL3/Z.	17
Tableau 4	: Caractéristiques de l'échangeur de chaleur tubulaire.	18
Tableau 5	: Résultats de calcul du dimensionnement de l'échangeur tubulaire.	20
Tableau 6	: Caractéristiques de l'échangeur de chaleur à plaques	20
Tableau 7	: Résultats de calcul du dimensionnement de l'échangeur à plaques.	22
Tableau 8	: caractéristique des différents modèles d'échangeurs à plaques.	22
Tableau 9	: Le volume total occupé par le bac.	24
Tableau 10	: Les paramètres des flux froids à soutirer.	26
Tableau 11	: Paramètres des courants éthane et C3 Bp utilisés.	26
Tableau 12	: Composition des courants éthane et C3 Bp	26
Tableau 13	: Paramètre des courants éthane refroidi et MR utilisés	27
Tableau 14	: Compositions des courants éthane et MR	27
Tableau 15	: Comparaison entre calcul théorique et le simulateur.	28
Tableau 16	: Les estimations financière pour l'échangeur tubulaire.	30
Tableau 17	: Les estimations financières pour l'échangeur à plaques.	31
Tableau 18	: Coûts des vannes JT.	32
Tableau 19	: Estimation du coût de projet de la nouvelle unité de liquéfaction d'éthane.	32

Liste des Figures

Figure 1	: Vue générale du complexe GL3/Z	3
Figure 2	: Vue d'ensemble de l'unité de Récupération et de Fractionnement des LGN.	6
Figure 3	: Schéma détaillé d'un échangeur à faisceau et calendre (tubulaire).	7
Figure 4	: Silhouette d'un échangeur à plaques et joints.	9
Figure 5	: Circuit d'éthane actuel dans le complexe	13
Figure 6	: Schéma de procédé de liquéfaction de l'éthane	14
Figure 7	: Simulation de la boucle propane auxiliaire avec Aspen HYSYS V.10.	15

Figure 8: Procédé de liquéfaction de l'éthane SAUDI ARAMCO.	16
Figure 9 : Simulation du procédé de liquéfaction de l'éthane SAUDI ARAMCO.	16
Figure10 : Exemple d'un réservoir à intégrité totale.	23
Figure 11 : Piquage de propane de la boucle auxiliaire.	24
Figure 12 : Schéma du procédé de liquéfaction de l'éthane	25
Figure 13 : Schéma du procédé de liquéfaction de l'éthane.	25
Figure 14: Simulation de l'unité de liquéfaction d'éthane conjointe avec la boucle propane	27
Figure 15 : Schéma représentatif montrant la distance de sécurité autour des bacs.	33

Liste des annexes

Annexe A : Schéma fonctionnel du complexe	39
Annexe B : Dimensionnement de l'échangeurtubulaire Ethane-C3BP et à plaques Ethane-MR	40

Liste des abréviation

11-MD01 : Ballon d'aspiration.

11-MC22 : Echangeur à plaques.

15-MC05 : Echangeur 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 dééthaniseur. .

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 turboexpandeur

17-MJ08 : Compresseur de propane auxiliaire

20-MC001 : Nouveau échangeur tubulaire.

20-MC002 : Nouveau échangeur à plaques.

3D : Trois dimensions.

bar abs.: bar absolu.

BOG: Boil-off gas.

BP: Basse pression.

BTU: British Thermal Unit.

C4⁺ : Butane et les hydrocarbures plus lourds.

C5 : Pentane.

CH₄ : Méthane.

CO₂ : Dioxyde de carbone.

DC1 : Déméthaniseur

DC2 : Dééthaniseur.

EFG : Gaz End Flash.

ESD : Emergency Shut Down.

FGC : Feed Gaz Compressor.

GN : Gaz naturel.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

GPL : Gaz du pétrole liquéfié.

H₂O : Eau.

HP : Haute pression.

LGN : Liquides du Gaz Naturel.

Liq :Liquide.

Max : Maximum.

MCHE : Échangeur cryogénique principal (Main Cryogenic Heat Exchanger).

Minimum : Minimum .

MP : Moyenne pression.

MR : Multi Réfrigérant.

PCS : Pouvoir calorifique supérieur.

PFD : Schéma de Procédé (Process Flow Diagram) .

Ppmv : Partie par million volumique.

Ppvb : Partie par billion volumique.

PRSV: Peng Robinson Styjek-Vera.

SD : Shut Down

SRK: Soave RiedlichKwong.

Vap :Vapeur

Introduction :

Nous avons assisté en Algérie, au cours de ces dernières années, à un développement important de l'industrie pétrochimique. Ceci est favorisé par l'abondance du gaz naturel dans notre pays, et notamment de l'éthane (un des constituants du GN) qui est connu pour être le réactif de base pour la synthèse de l'éthylène, du polyéthylène et de nombreux autres produits chimiques, et cela via le vapocraquage.

Le seul complexe pétrochimique en Algérie produisant de l'éthylène à partir de l'éthane est celui situé à Skikda (CP1/K), produisant aussi du polyéthylène à basse densité (LDPE), du Polychlorure de vinyle (PVC), de la soude et de l'acide chlorhydrique.

Le projet de création d'une nouvelle unité de production d'éthylène à Arzew qui devait être alimentée par l'éthane provenant des complexes de liquéfaction de gaz naturel voisins, n'a pas pu voir le jour à cause du désaccord entre la société nationale Sonatrach et le géant pétrolier mondial Total, mais aussi de la baisse soudaine du prix du baril du pétrole et du gaz, menaçant toute l'économie nationale.

Néanmoins, la production d'éthylène reste une priorité pour les décideurs algériens, même si sa localisation est sujet de discussion, l'unité de vapocraquage doit voir le jour.

La réinjection dans le GNL de la totalité de l'éthane extrait dans la section fractionnement permettra d'atteindre une teneur de 8,5% molaire en éthane. Or, la spécification contractuelle impose une concentration minimale égale à 2,3%. Il serait donc plus bénéfique à la société Sonatrach de mieux valoriser la quantité d'éthane produite en le commercialisant en tant que matière première pétrochimique (état liquide) tout en respectant le seuil minimal des 2,3% mol.

Cette valorisation de l'éthane extrait passe nécessairement par sa liquéfaction et son stockage à pression atmosphérique dans le complexe GL3/Z avant sa commercialisation.

Dans le cadre de notre projet de fin d'étude réalisé au sein de l'usine GL3/Z d'Arzew, il nous a été confié la tâche consistant à étudier la faisabilité de l'installation d'une unité de liquéfaction de l'éthane à pression atmosphérique dans le but de le commercialiser.

Le présent mémoire comprend quatre chapitres. Nous procéderons dans le premier chapitre à une présentation du procédé du complexe GL3/Z et dans le second à une valorisation de l'éthane.

Le troisième chapitre fera l'objet de description du procédé de liquéfaction de l'éthane ainsi que son dimensionnement avec calcul théorique et calcul par simulation Aspen HYSYS.

Le quatrième chapitre sera consacré à une étude économique puis une évaluation des risques concernant les nouveaux équipements.

Et pour finir, nous donnerons une conclusion qui reprendra les principaux points abordés dans ce projet.

Chapitre : Présentation du procédé du complexe GL3/Z

1 Chapitre : Présentation du procédé du complexe GL3/Z

1.1 Introduction :

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.

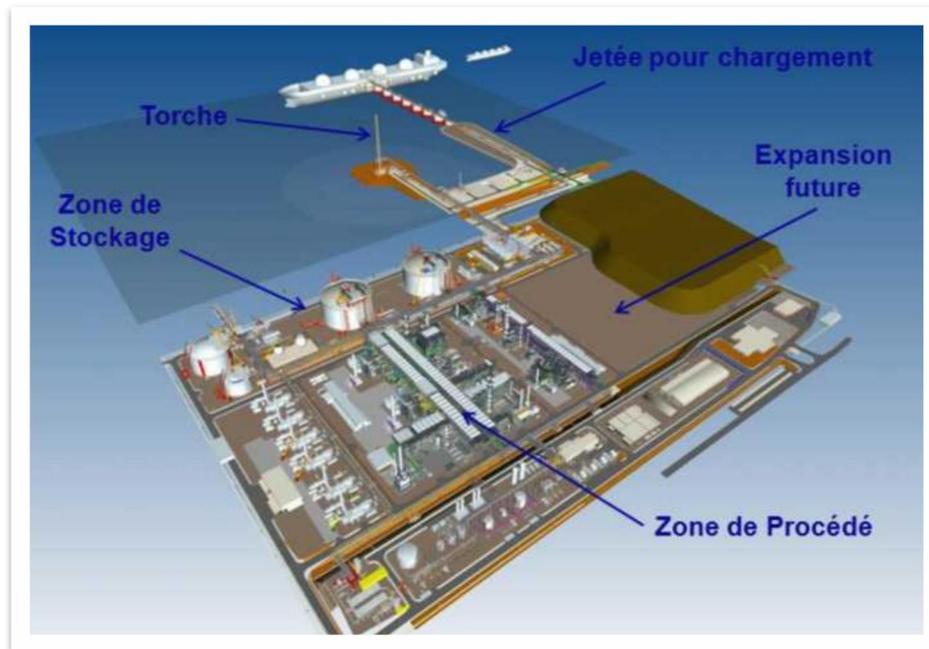


Figure1 : Vue générale du complexe GL3/Z.

1.2 Les zones de procédé :

1.2.1 Zone des utilités :

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.

1.2.2 Zone de procédé :

La zone de procédés englobe les unités suivantes :

Unité 11 de conditionnement du gaz d'alimentation : Le système d'Élimination du Mercure comprend l'Adsorbent à lit pour réduire la teneur en mercure dans le Gaz Naturel de 50 p.g/Nm³ à moins de 10 ng/Nm³ et les Filtres de Gaz .

Unité 12 - Élimination du Gaz Acide : L'objectif de l'Unité est de réduire le contenu de CO₂ dans

le gaz d'alimentation 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 . 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 MDEA.
- Régénération de l'MDEA riche.
- Thermo-oxydation de l'Off-gaz.
- Dispositifs annexes (système de drainage de l'MDEA, 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 afin d'éviter que l'eau ne gèle dans les Unités Cryogéniques.

La déshydratation est obtenue au moyen de trois Sécheurs à Tamis Moléculaires installés après deux phases de refroidissement.

Unité 17 - Récupération et Fractionnement des GNL : 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 (unité15) pour obtenir le GNL (Gaz Naturel Liquéfié).
- Fractionner les Hydrocarbures liquides plus lourds qui ont été extraits du gaz

D'alimentation, a fin de produire :

- ✓ Éthane: une partie est utilisée 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 bar.
- Basse Pression (BP) à 5,0 bar.

Unité 15/16 - Liquéfaction & Réfrigération :

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

- Du Gaz Naturel Liquéfié, 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 (unité13), Le Dioxyde de carbone (unité12), Les Hydrocarbures lourds (unité 17), Le Mercure (unité 11)

Unité 18 - Système de l'Huile Chaude : Le système d'Huile Chaude fournit le chauffage à deux niveaux de températures différents pour tout le Train de GNL.

- Niveau de température « Elevé » 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 train.

Unité 64 - Traitement des Eaux usées et Effluents : Le Système de Traitement des Eaux Usées et Effluents est conçu pour traiter les eaux usées provenant des trains de GNL.

1.2.1 Zone terminal de stockage et expédition :

Unité 71 - Chargement et Stockage du Produit GNL : Le Système de Chargement et 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 Stockage de GPL fournit la capacité de stockage et d'exportation des produits Propane (C3) et Butane (C4).

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'Ethane et du Propane.

Unité 75 - Système de Torches : Le Système de Torche fournit des moyens sûrs et fiables d'élimination des vapeurs d'hydrocarbure et des liquides légers provenant des défaillances lors de situations d'urgence ou d'arrêt.

1.3 Description de l'unité17 de fractionnement :

L'Unité 17 traite le gaz séché et décarbonaté provenant de l'Unité 13 pour récupérer l'éthane et les hydrocarbures plus lourds du gaz d'alimentation et pour les séparer en courants purs : éthane, propane, butane, pentane et gazoline.



Figure.2: Vue d'ensemble de l'unité de Récupération et de Fractionnement des LGN.

1.3.1 Section de Récupération et de Fractionnement des LGN :

L'Unité de Récupération et de Fractionnement des LGN a pour fonction de :

- Préparer le gaz naturel pour la liquéfaction, en éliminant les hydrocarbures lourds qui pourraient se solidifier à température basse,
- Produire du propane, du butane, et de la gazoline répondant aux spécifications internationales pour l'exportation.
- Fournir la source d'éthane excédentaire comme gaz combustible.

1.3.2 La Colonne de dééthanisation :

Le fonctionnement du dééthaniseur (17-MD02) est assuré par :

- Le rebouilleur (17-MC07).
- Le condenseur à propane(17-MC08).
- Le ballon de Reflux(17-MD03).
- Les pompes de reflux (17-MJ05A/B) correspondantes.

La colonne est conçue pour réaliser une récupération élevée en éthane (la pureté minimale de C₂ est de 96% molaire).

Tableau 1 : Paramètre de fonctionnement du dééthaniseur

	Température (°C)	Pression (Bar abs)
Partie supérieure	12,17	32,50
Partie inférieure	90,21	33,25

1.4 Conclusion :

Après avoir mis en évidence le procédé de liquéfaction du GL3/Z ainsi la section de fractionnement nous nous focalisons sur la liquéfaction du flux de l'éthane destiné vers exportation.

1.5 Généralité sur les échangeurs :

Les échangeurs sont des équipements permettant d'abaisser ou d'élever la température d'un fluide ou de modifier son état physique.

La plupart des échangeurs de chaleur offrent une surface de séparation entre fluide chaud et fluide froid. Les principaux types des échangeurs sont :

- Echangeurs à tubes en U.
- Echangeurs à faisceaux tubulaire horizontal.
- Echangeurs à faisceaux tubulaire vertical.
 - Echangeurs à spirales.
 - Echangeurs à plaques.
 - Les aéro-réfrigérants.
- Les évaporateurs.

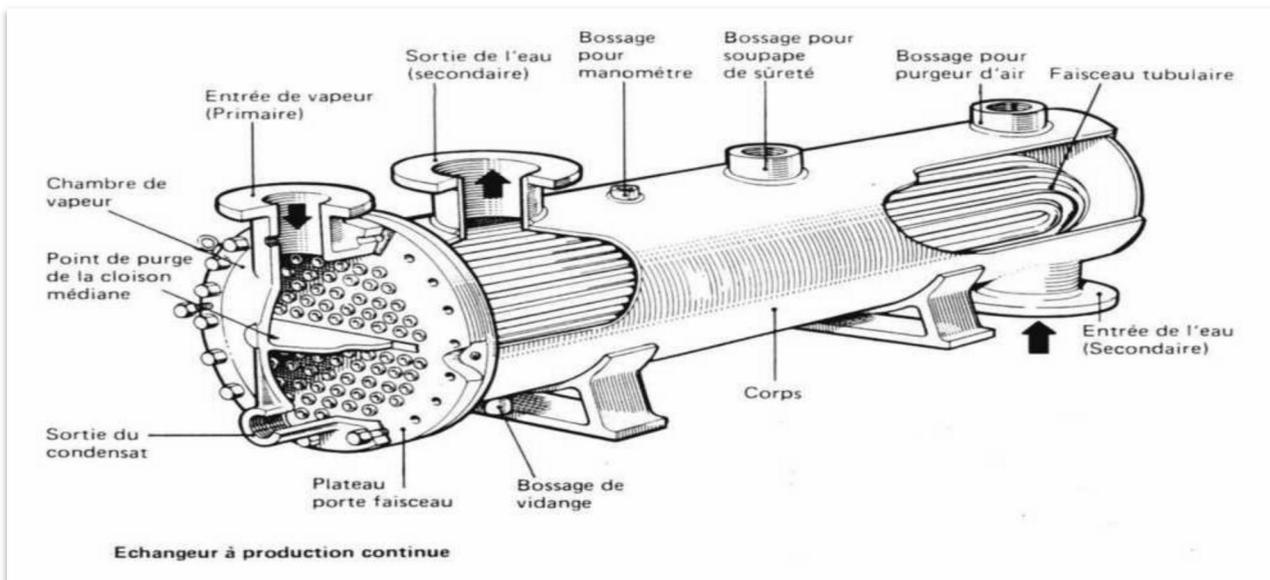


Figure 3 : Schéma détaillé d'un échangeur à faisceau et calendrier (tubulaire).

Notre étude portera sur les échangeurs tubulaires et à plaques.

1.6 Aperçu sur les échangeurs tubulaires et à plaques :

1.6.1 Les échangeurs tubulaires :

Ce type d'échangeur est de loin le plus répandu dans les unités de transformation des industries chimiques et pétrochimiques. Un faisceau de tubes est situé à l'intérieur d'une calandre dans laquelle circule le deuxième fluide. Cette conception se retrouve également dans les condenseurs, les rebouilleurs et les fours multitubulaires.

Un des fluides circule dans un faisceau de tubes monté sur deux plaques tubulaires, ce faisceau est logé dans une calandre de matériau compatible, munie de tubulures d'entrées et de sortie pour le fluide circulant à l'extérieur des tubes du faisceau. Cette calandre représente l'enveloppe métallique cylindrique entourant le faisceau tubulaire. Ce fluide suit un trajet imposé entre les chicanes. Celles-ci ont pour rôle de :

- Supporter les tubes du faisceau afin d'éviter leurs déformation.
- Augmenter la vitesse du fluide dans la calandre.
- Améliorer le coefficient d'échange.

1.6.2 Les échangeurs à plaques :

Les échangeurs à plaques sont constitués par un assemblage de plaques cannelées

indépendantes. Les plaques sont encastrées et serrées dans un bâti. Chaque paire de plaques adjacentes forme un canal et les deux fluides (produits et fluide caloporteur) circulent alternativement dans les canaux. Des profils spéciaux sont utilisés pour augmenter la turbulence, augmenter ainsi le coefficient de convection. Les plaques sont équipées de joints permettant d'éviter tout mélange des fluides.

Dans un échangeur à plaques et joints, la surface d'échange est composée de série de plaques métalliques, équipées de joints, serrées les unes contre les autres à l'aide de tirants entre deux flasques, l'un fixe, l'autre mobile. Un rail fixé sur le flasque fixe et sur un pied supporte l'ensemble de plaques et permet le déplacement de celles-ci pour les manutentions (montage, nettoyage, etc.).

Support column Inspection cover

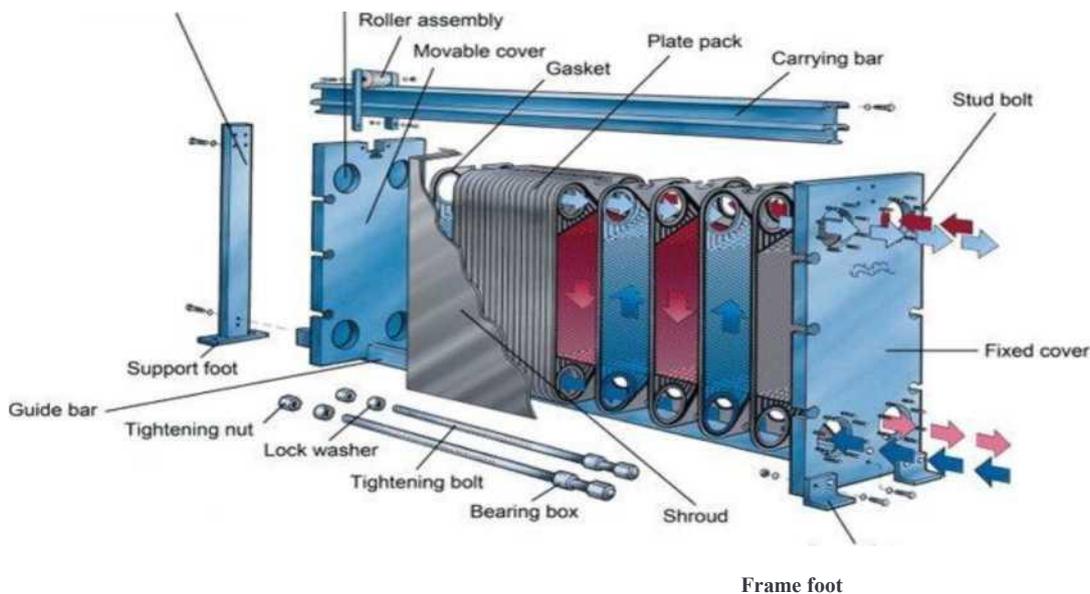


Figure 4 : Silhouette d'un échangeur à plaques et joints.

1.7 Introduction à la simulation :

1.7.1 Définition :

Autrement dit, la simulation permet de représenter les différents phénomènes (transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement), qui se produisent dans les différentes opérations unitaires, par des modèles mathématiques qui traduisent leurs comportements par l'intermédiaire d'équations analytiques et leurs résolutions.

1.7.2 Présentation du logiciel Aspen HYSYS :

Le simulateur Aspen HYSYS est un simulateur de génie des procédés, il a l'avantage d'être facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. il a été développé pour l'industrie pétrolière bien qu'il soit utilisé aussi dans d'autres types de procédés chimiques.

1.7.3 Principe d'utilisation de HYSYS :

Pour que le logiciel HYSYS puisse résoudre le schéma de procédé et/ou même dimensionner quelques équipements de ce procédé, l'utilisateur doit préalablement :

- Spécifier, les constituants du gaz, du liquide ou du mélange à traiter;
- Sélectionner les constituants du gaz, du liquide ou du mélange ;
- Choisir un modèle thermodynamique;
- Spécifier les courants et les unités;
- Interpréter les résultats.

1.7.4 Modèles thermodynamiques :

Un modèle thermodynamique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement

d'un système ou d'un sous-système (opération unitaire, ballon, échangeur de chaleur, compresseur, etc.).

1.8 Valorisation L'Éthane :

1.8.1 Généralités sur l'éthane :

L'éthane est un hydrocarbure saturé de la famille des alcanes, le résultat de la combinaison de deux atomes de carbone **C** et six atomes d'hydrogène **H**, soit **C₂H₆** (ou H₃C-CH₃). Masse molaire : 30,07 g mol⁻¹.

. C'est un gaz combustible, incolore et inodore qu'on peut trouver dans le gaz naturel et aussi dans le raffinage du pétrole.

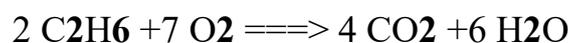
1.8.2 Propriétés De L'Éthane :

Incolore et inodore, ce gaz est par ailleurs extrêmement inflammable, et peut réagir violemment avec les oxydants. Aux conditions "normales" de pression.

Il se liquéfie à T = -88,7 °C (P = 1atm). C'est aussi le point d'ébullition de l'éthane liquide.

Le point de fusion de l'éthane solide (glace d'éthane) est de -183,3°C et donc c'est aussi le point de solidification de l'éthane liquide

La réaction de combustion complète du C₂H₆ peut s'écrire :



(éthane + oxygène => dioxyde de carbone + eau)

1.8.3 Caractéristiques de l'éthane :

1.8.3.1 Phase gazeuse :

- > Masse volumique (1013,25 kPa, à 15 °C) : 1,282 kg m³⁻¹
- > Équivalent gaz/liquide (1013,25 kPa, 15 °C) : 1 m³ de gaz (1,282 kg) > 0,002314 m³ de liquide (2,314 litre, masse : 1,282 kg)
- > Volume Spécifique (1013,25 kPa, 21 °C) : 0,799 m³/kg.

Chaleur spécifique du gaz à pression constante (C_v) (1000 kPa et 25 °C) : 53 J/(mol.K).

Chaleur spécifique du gaz à volume constant (C_v) (1000 kPa et 25 °C) : 44 J/(mol.K).

Viscosité (1013,25 kPa, 0 °C) : 0,0000855 Poise.

Solubilité du gaz dans l'eau (1013,25 kPa et 20 °C) : 0,052 vol/vol (52 ml par litre d'eau).

1.8.3.2 Phase liquide :

- > Masse volumique (1013,25 kPa, au point d'ébullition) : 546,49 kg m³⁻¹
- > Équivalent liquide/gaz (1013,25 kPa, 15 °C) : 1 litre de liquide > 0,432 m³ de gaz (0,553 kg)
- > Point d'ébullition (1013,25 kPa) : -88,7 °C (184,45 K)

- > Chaleur latente de vaporisation (1013,25 kPa, au point d'ébullition) : 488,76 kJ kg⁻¹
- > Pression de vapeur (à 21 °C) : 38300 kPa (38,3 bar).

1.8.3.3 Phase solide (glace) :

- > Point de fusion : -183,3 °C (89,85 K).
- > Chaleur latente de fusion (1013,25 kPa, au point triple) : 94,977 kJ kg⁻¹.
- > Température d'auto-inflammation : 515 °C (788 K).

1.8.4 Utilisations de l'éthane :

La principale utilisation de l'éthane est dans l'industrie chimique dans la production de l'éthylène par vapocraquage. Après dilution avec de la vapeur et chauffée brièvement à des températures très élevées (900°C ou plus), des hydrocarbures lourds se décomposent en hydrocarbures plus légers,

L'éthane est favorisée pour la production de l'éthylène, car le craquage à la vapeur de l'éthane est relativement sélectif pour l'éthène, tandis que le vapocraquage d'hydrocarbures plus lourds conduit à un mélange du produit plus pauvre en éthène, plus lourds et plus riche en oléfines (alcènes), tels que propène (propylène), et butadiène, et des hydrocarbures aromatiques.

L'éthane peut être utilisé comme réfrigérant dans les systèmes de réfrigération cryogénique.

1.9 Présentation du problème :

Le complexe GL3/Z d'Arzew produit une quantité appréciable d'éthane estimée à 54 228 kg/h laquelle est soutirée en tête du dééthaniseur. Lors de l'étude de conception du complexe, il avait décidé de commercialiser cette quantité pour le compte d'une unité de vapocraquage (production d'éthylène à partir d'éthane). Cette dernière est prévue pour être réalisée dans le cadre du développement de l'industrie pétrochimique en Algérie.

En attendant que cette unité voit le jour, la solution prise est d'injecter l'éthane dans le circuit GN-GNL, la partie restante étant dirigée vers le four comme combustible (unité 18).

L'objectif de notre travail est d'étudier la possibilité de récupérer la quantité d'éthane, actuellement réinjectée dans le circuit GN/GNL, le liquéfier et le commercialiser

Chapitre 2 : Procédé de liquéfaction de l'Ethane

2 Chapitre2 : Procédé de liquéfaction de l'Ethane

2.1 Introduction :

Pour entamer la récupération de l'éthane et choisir ainsi le procédé adéquat pour sa liquéfaction, nous devons connaître l'état actuel (existant) qui se définit dans le schéma suivant ci-dessous.

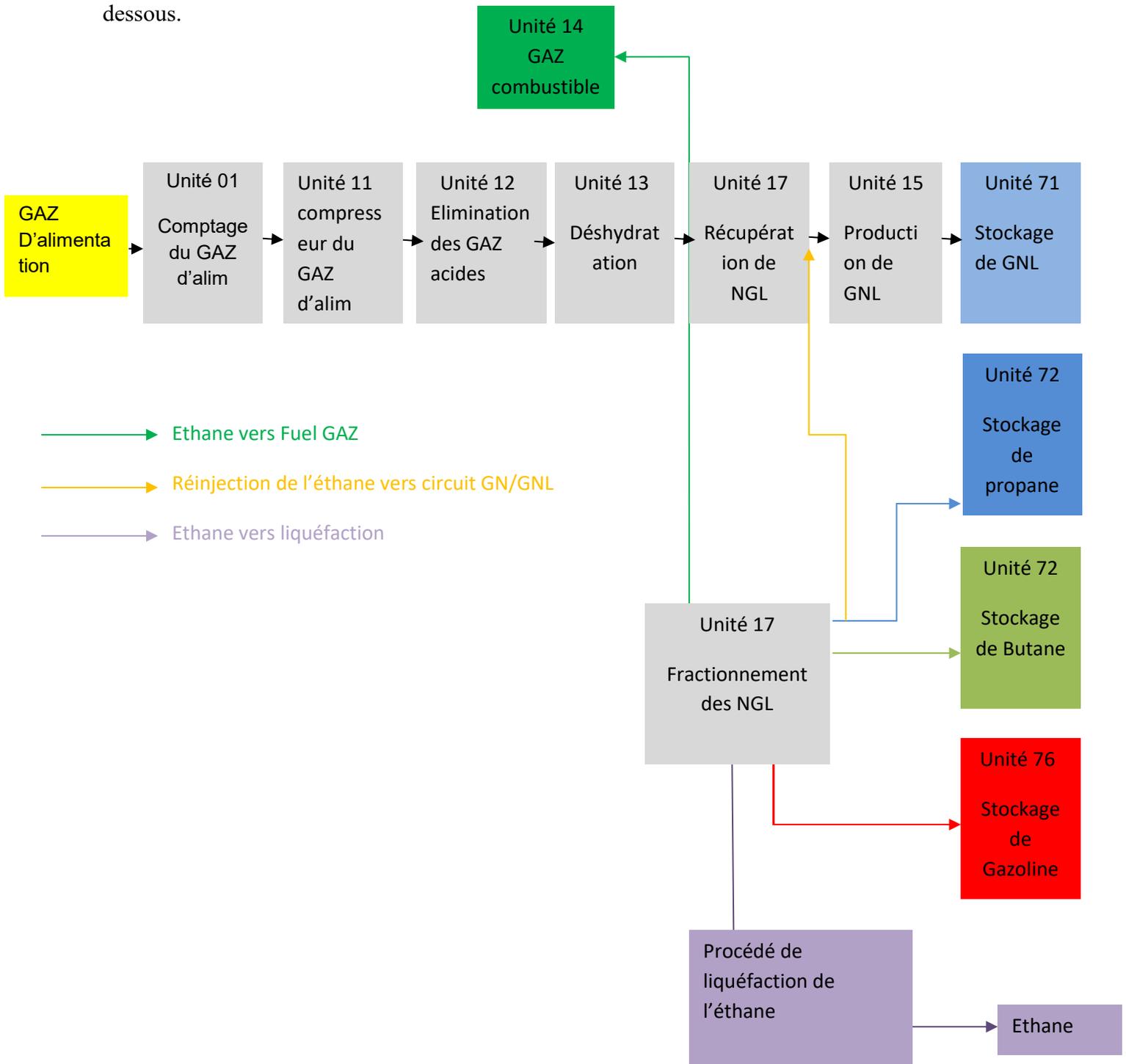


Figure 5 : Circuit d'éthane actuel dans le complexe.

Après avoir montré dans la figure ci-dessus le flux d'éthane à liquéfier la nouvelle unité de

liquéfaction de l'éthane sera comme suit.

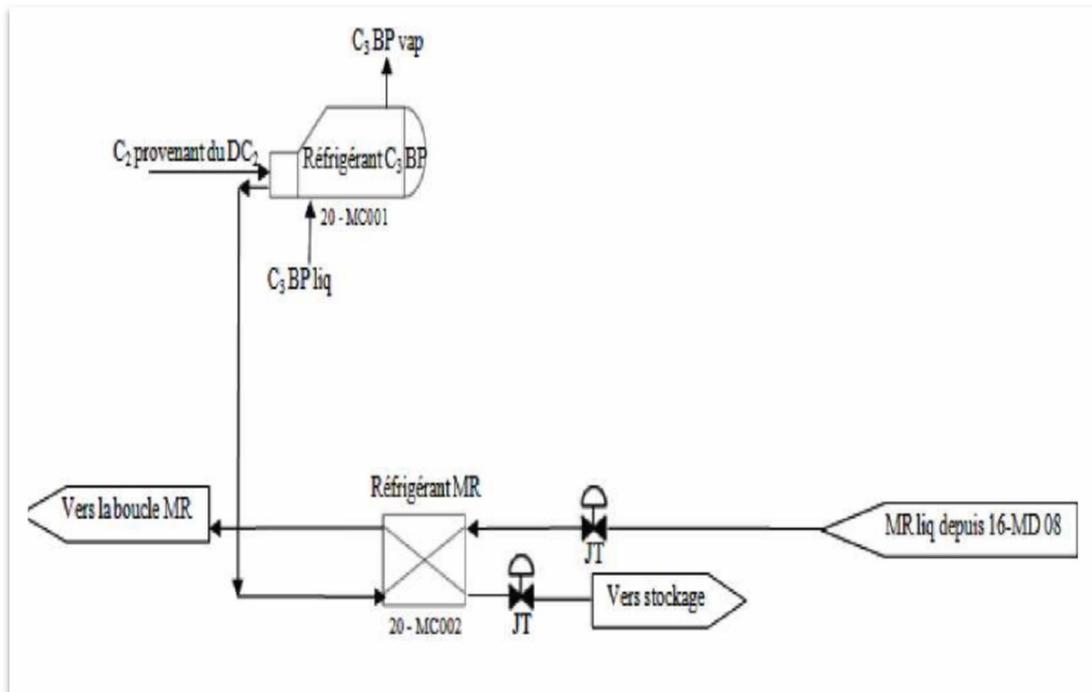


Figure 6 : Schéma de procédé de liquéfaction de l'éthane

Nul réfrigérant ne peut liquéfier le C2 à lui seul sur ce nous proposons de combiné deux fluides froids pour faire le travail, le propane BP se chargera du pré-refroidissement et le deuxième fluide se chargera de la liquéfaction.

Alors deux scénarios peuvent être pris en considération:

- Scénarii (A) : Pré-refroidissement avec le propane BP et liquéfaction avec le MR liquide détendu.
- Scénarii (B) : Faire passer la quantité à liquéfier dans le condenseur (MP propane) du dééthaniseur puis le liquéfier dans une boîte froide avec le méthane sortant de la tête du DC1

Après avoir cerné les scénarios possibles et faisables pour liquéfier l'éthane, l'étude suivante portera son objectif sur le choix décisif du scénario à prendre et à dimensionner pour la nouvelle unité de liquéfaction du C2.

2.2 Les scenarios possible :

2.2.1 Procédé proposé dans le Scénarios (A) :

2.2.1.1 Principe du procédé :

Le procédé consiste à liquéfier le C2 avec deux niveaux de refroidissements le premier avec un évaporateur Propane BP, le second par MR liquide détendu ; ces deux fluides procurent assez de

froid pour parachever la tâche de liquéfaction de l'éthane suivie par une vanne de détente Joule Thomson pour ensuite l'acheminer vers le stockage à pression atmosphérique.

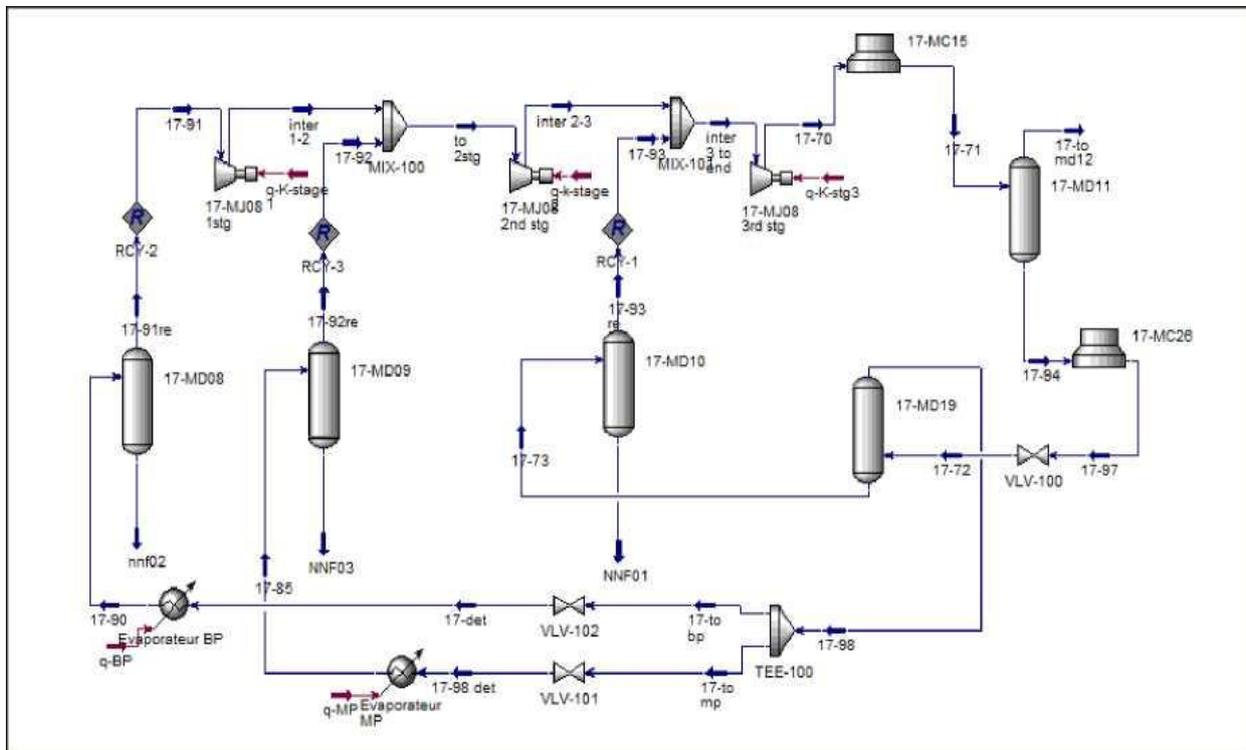


Figure 7 : Simulation de la boucle propane auxiliaire avec Aspen HYSYS V.10.

2.2.2 Procédé proposé dans le Scénarios (B) :

2.2.2.1 Principe du procédé :

Il s'agit d'un procédé déjà existant au Royaume d'Arabie Saoudite par la société Saudi Aramco. Il consiste à faire passer l'éthane à une pression 26 bar et une température de 4.44°C dans le condenseur à propane BP pour avoir à la sortie un flux bi-phasique. Le liquide sera acheminé comme reflux dans le Dé-éthaniseur et les vapeurs sortante du ballon de reflux seront liquéfier par un soutirage de la tête du Dé-méthaniseur à une température de -105°C dans un échangeur à plaques comme le montre la figure suivante.

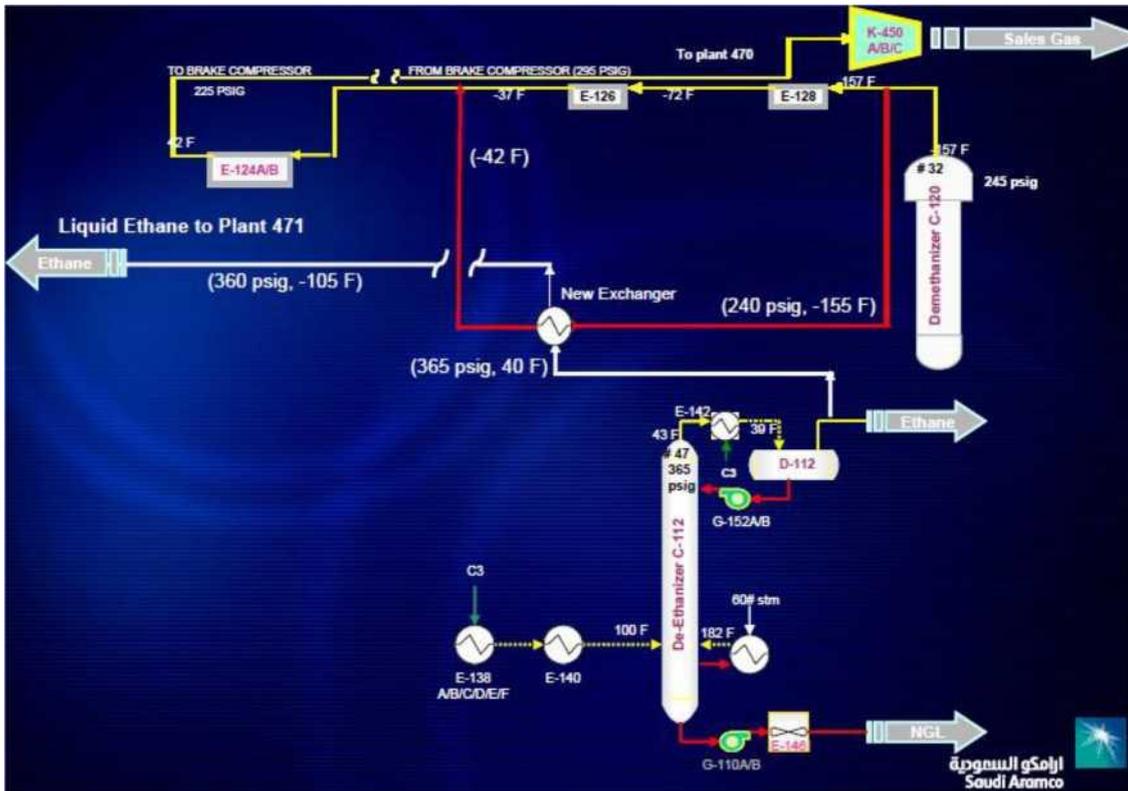


Figure 8: Procédé de liquéfaction de l'éthane SAUDI ARAMCO.

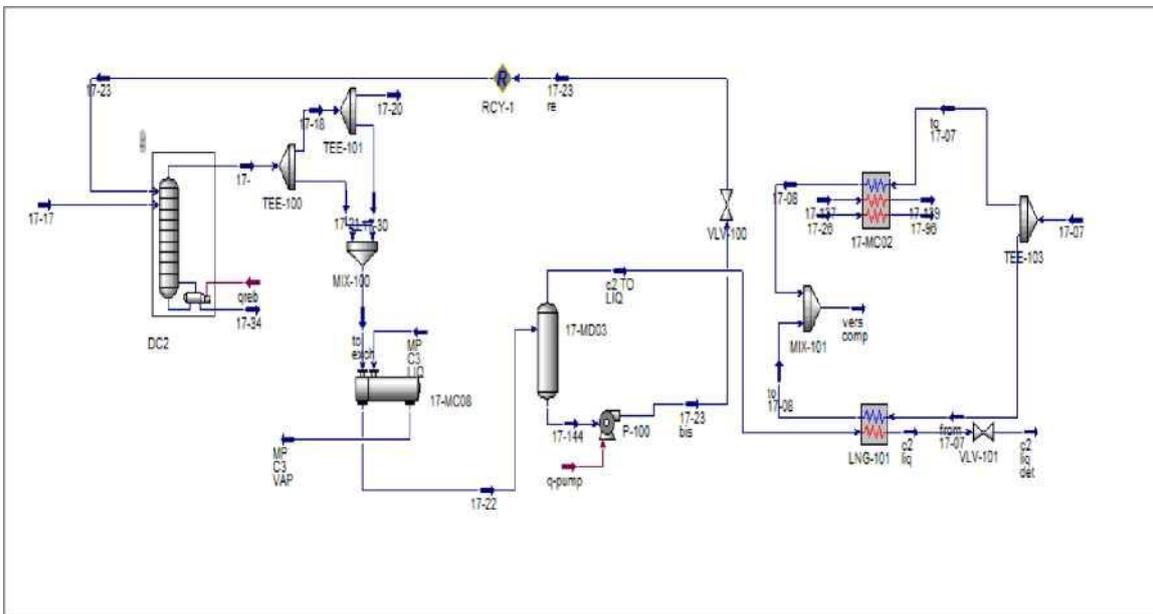


Figure 9 : Simulation du procédé de liquéfaction de l'éthane SAUDI ARAMCO.

	Saudi Aramco Process	GL3/Z Process
<i>T° et P du DC2</i>	4.44°C ; 25.48 bar	12.17°C ; 32.5 bar
<i>T° et P du DCi</i>	-105°C ; 16.67 bar	-82°C ; 27 bar
<i>Condenseur du DC2</i>	Propane BP(évaporateur)	Propane MP(évaporateur)

Tableau 2 : Paramètres du DC1 et DC2 des deux procédés.

A partir du tableau ci-dessus, nous avons mis en évidence la différence entre les deux situations, si on veut projeter le concept d'Aramco sur le site de GL3/Z plusieurs paramètres doivent être modifiés tels que: le condenseur du DC2 (MP C3 vers BP C3), température de tête du DC2(-82°C vers -105°C).

La première modification est possible tandis que la deuxième ne peut être effectuée car le DC1 n'est pas conçu pour atteindre une température inférieure à -82°C ;de plus ce flux étant déjà en charge de refroidir deux flux dans la cold box, on ne peut obtenir un débit suffisant comme soutirage vers le nouveau échangeur à plaques.

Afin de confirmer cela, une simulation avec ASPEN HYSYS V.10 sera effectuée pour connaître le taux de liquéfaction de l'éthane dans ce procédé.

Les résultats issus de la simulation sont présentés sous forme de tableau ci-dessous:

Tableau 3 : Les résultats de la simulation du procédé ARAMCO selon les paramètres de fonctionnement du GL3/Z.

	Amont 17-MC08			Aval 17-MC08			Aval nouveau échangeur			Après détente JT		
Flux	Vap%	T(c°)	P(bar)	Vap%	T(c°)	P(bar)	Vap%	T(c°)	P(bar)	Vap%	T(c°)	P(bar)
Ethan	1	12.4	32.5	22	10.4	31.5	0	4.21	30.5	54.5	-81.8	1.5

Après avoir détaillé et clarifié les deux scénarios possible nous avons conclu que la faisabilité du scénario (A) est plus probable sans affecter la liquéfaction du GNL, cependant nous sommes limités par un certain débit propane et débit MR liquide (45.5T/h et 216.2T/h).

Sur ce, nous allons entamer le dimensionnement des deux échangeurs ainsi que la taille du bac de stockage de l'éthane liquide à pression atmosphérique

2.3 Dimensionnement des échangeurs de liquéfaction de l'éthane :

Pour la liquéfaction de l'éthane ce procédé proposé nécessite deux échangeurs, le premier va pré-refroidir l'éthane avec le propane à basse, le deuxième échangeur se chargera de la liquéfaction par le MR liquide.

Enfin, l'éthane sera détendu avec une vanne JT (jusqu'aux paramètres de stockage (Patm)).

Sur ce nous entamerons le dimensionnement des deux échangeurs :

- ✓ Pré-refroidisseur Ethane-C3 BP échangeur tubulaire suivant la méthode de KERN.
- ✓ Liquéfaction de l'Ethane avec MR échangeur à plaques suivant la méthode ALFA LAVAL.

2.3.1 Dimensionnement d'un nouveau échangeur Ethane-Propane BP :

Considérant l'éthane à l'état pur, sa condensation est à une température de -82 °C sous une pression de 1,5 bars. Il est proposé la mise en place d'un échangeur pour soumettre l'éthane à un pré-refroidissement avec le propane BP.

Tableau 4 : Caractéristiques de l'échangeur de chaleur tubulaire.

Caractéristiques	Côté tube	Côté calandre
Fluide	L'éthane	Propane BP
Débit Massique (kg/h)	54228	à calculer
Viscosité (kg/m.s)	4.429x10 ⁻⁵	0.1827x10 ⁻³
Chaleur spécifique (kcal/kg°C)	0.796	0.346
Conductivité thermique (kcal/h.m°C)	0.022	1.05x10 ⁻³
Chaleur Latente de vaporisation(Kcal/kg)	58.74	100.37
Masse volumique (kg/m³)	67.65	3.186
Pression (Bar)	32.00	1.37
Température (°C)	Te = 12.2°C	Te = -35.07°C
	Te = 10.69°C	Ts = -34.07°C

2.3.1.1 • Calcul thermique :

Quel que soit le type d'appareil utilisé, si l'on néglige les pertes thermiques il est possible d'établir le bilan thermique global de l'appareil en considérant que la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid.

$$Q = M \cdot (T_2 - T_1) + M \cdot v \cdot AH_v$$

$$Q_{\text{condensat}} = 54228 \times [0.796 \times (10.7 - 12.2) + (1 - 0.25) \times 58.74]$$

$$Q_{\text{condensat}} = 2324266.31 \text{ Kcal/h}$$

Q : puissance thermique de l'appareil (kcal/h).

M : débit massique circulant à l'intérieur de la calandre (kg/h) Cp : chaleur spécifique de fluide chaud(kcal/kg°C)

T1 : température d'entrée côté calandre (°C)

T2 : température de sortie côté calandre (°C)

ΔH_v : Chaleur latente de vaporisation (Kcal/Kg.)

2.3.1.2 • Calcul de débit du propane :

La quantité de chaleur du fluide chaud est calculée par la relation suivante :

$$M = \frac{Q_{\text{condensat}}}{\Delta H_{C3}}$$

$$M = \frac{2324266.31}{100.37}$$

$$M = 23156.98 \text{ KG/h}$$

2.3.1.3 • Calcul de l'écart logarithmique moyen de température :

On détermine l'écart de température à l'aide de la formule suivante :

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_{\text{chaud}} - \Delta T_{\text{froid}}}{\ln \frac{\Delta T_{\text{chaud}}}{\Delta T_{\text{froid}}}}$$

$$\Delta T_{\text{chaud}} = T_{ec} - T_{sf} = 12.2 - (-34.07) = 46.27 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{\text{froid}} = T_{sc} - T_{ef} = 10.7 - (-35.07) = 45.77 \text{ °C}$$

D'où :

Tec: température d'entrée de fluide chaud

Tsc: température de sortie de fluide chaud

Tef: température d'entrée de fluide froid

Tsf: température de sortie de fluide froid

$$\Delta T_{LM} = 46,02 \text{ °C}$$

Tableau 5 : Résultats de calcul du dimensionnement de l'échangeur tubulaire.

<i>Paramètres</i>	Résultats
<i>Quantités de chaleur (Q)</i> (kcal/ h)	2324266.31
<i>Débit du propane</i> (Kg/h)	23156,98
<i>Température logarithmique moyenne</i> (ΔT_{LM}) (°C)	46,02
<i>Coefficient du transfert Global (U)</i> (kcal /h m ² °C)	234
<i>Surface disponible (Ad)</i> (m ²)	215.7
<i>Nombre des tubes (N)</i>	602 tubes
<i>Section de passage (at)</i> (m ²)	58,81x10 ⁻³
<i>Coefficient de transfert thermique (Jh)</i>	250 / 40
<i>Coefficient du film interne (hi)</i> (kcal/m ² .h °C)	194.72
<i>Coefficient corrigé (ho)</i> (Kcal/m ² h °C)	160.99
<i>Section de passage (ac)</i> (m ²)	0,096
<i>L'espacement (B)</i> (m)	0,4
<i>Nombre de chicanes (Nc)</i>	15 chicanes
<i>Coefficient du film externe (ho)</i> (Kcal/m ² h °C)	220,25
<i>Coefficient du transfert propre (Up)</i> (Kcal/m ² h °C)	93,01
<i>Perte de charge (coté tube) Apt</i> (Pa)	20132.97
<i>Perte de charge (coté calandre) Apc</i> (Pa)	14494.24

2.3.2 Dimensionnement de l'échangeur à plaque Ethane-MR :

Après le pré-refroidissement l'Ethane sera liquéfié dans un échangeur à plaques. Le choix de ce type d'échangeur est du à l'approchement des températures des deux fluides : c'est le seul qui nous permet d'atteindre la température voulue.

Tableau 6 : Caractéristiques de l'échangeur de chaleur à plaques

<i>Caractéristiques</i>	Fluide 1	Fluide 2
<i>Fluide</i>	MR(53%vap)	Ethane
<i>Débit Massique (kg/h)</i>	à calculer	54228
<i>Viscosité (cP)</i>	9.79X10 ⁻²	4.46x10 ⁻²
<i>Chaleur spécifique (kj/kg K)</i>	2.087	4.746
<i>Conductivité thermique (W/m K)</i>	0.081	0.0646
<i>Masse volumique (kg/m³)</i>	15.05	175.9
<i>Température (°C)</i>	te=-82.01°C	Te=10.7°C
	ts=-45.13°C	Ts=-81°C

2.3.2.1 Calcul du ΔT_{LM}

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_{chaud} - \Delta T_{froid}}{\ln \frac{\Delta T_{chaud}}{\Delta T_{froid}}}$$

$$\Delta T_{chaud} = T_{ec} - T_{sf} = 10.7 - (-45.13) = 55.83^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{froid} = T_{sc} - T_{ef} = -81 - (-82.01) = 1.01^{\circ}\text{C}$$

D'où :

T_{ec} : température d'entrée de fluide chaud

T_{sc} : température de sortie de fluide chaud

T_{ef} : température d'entrée de fluide froid.

T_{sf} : température de sortie de fluide froid.

$$\Delta T_{LM} = 13,66^{\circ}\text{C}$$

2.3.2.2 Calcul de la puissance thermique :

$$Q = M \cdot (T_{sf} - T_{ef}) + M \cdot v \cdot \Delta H_v$$

$$Q_{condensat} = 54228 \times [1.134 \times (-81 - 10.7) + (0.25) \times 59.47]$$

$$Q_{condensat} = | -4832815.63 | \text{ Kcal/h}$$

2.3.2.3 Calcul de débit du MR :

La quantité de chaleur du fluide chaud est calculée par la relation suivante

$$M = \frac{Q_{condensat}}{C_p MR \cdot (T_{sc} - T_{ec}) + (1 - v) \cdot \Delta HMR}$$

$$M = \frac{4832815,63}{0,44 \cdot (-45,13 - (-82,01)) + (1 - 0,53) \cdot 153,31}$$

$$M = 54646.37 \text{ Kg/h}$$

Tableau 7 : Résultats de calcul du dimensionnement de l'échangeur à plaques.

<i>Paramètres</i>	Résultats
<i>Quantités de chaleur (Q) (kw/ h)</i>	1136350
<i>Température logarithmique moyenne (STLM)(°C)</i>	13.66
<i>Coefficient du transfert Global (K) (K m²/w)</i>	160.40
<i>Surface disponible (S) (m²)</i>	518.63
<i>Coefficient de d'échange thermique (fa) (W/K m²)</i>	1298.14
<i>Coefficient de d'échange thermique (h2) (W/K m²)</i>	186.08
<i>Nombre d'unité de transfert NUT</i>	2.63
<i>Perte de charge (fluide 1) Sp1 (Pa)</i>	100000
<i>Perte de charge (fluide 2) Sp2 (Pa)</i>	720.88

Tableau 8 : caractéristique des différents modèles d'échangeurs à plaques.

Type	Diamètre raccordement (mm)	Débit maximum (m ³ /h)	Nombre d'unités de transfert mini/maxi	Surface d'échange d'une (1 coté) (m ²)	Surface maxi de l'échange (m ²)
A45	450	4000	1,5/4	2,25	1600
AX35	350	2300	2/5	2,70	1900
A35	350	2300	0,6/1,8	2	1200
AX30-B	300	1700	¼,2	1,61	1000
A20-B	200	750	1,5/4	1,07	640
AM20	200	750	0,4/1,2	0,79	400
AM20-B	200	750	0,6/2,9	0,89	540
AK20	200	750	0,3/0,8	0,50	230
A15-B	150	400	1,2/5,5	0,75	430
AM10	100	160	0,3/1	0,43	260
A10-B	100	160	1/2,8	0,24	100

L'échangeur type A45 peut ainsi convenir et comme chaque plaque fait 2,25 m², il faut 518.63/2.25 = 230.5 soit 231 plaques de surface d'échange auxquelles il faut rajouter les plaques terminales.

La solution est donc : Echangeur type A45 avec 233 plaques.

Le dimensionnement des deux échangeurs a déterminé les paramètres de fonctionnement de l'unité de liquéfaction dans la section de refroidissement de sorte que les débits adéquats pour parachever à la tâche de liquéfaction de l'éthane on était bien définies, pour le propane 23156,98 Kg/h et 54646.37 Kg/h pour le MR liquide .

Cela confirme la faisabilité de ce scénario A : la limite des deux débits propane, MR est de l'ordre de 45500 Kg/h et 216200Kg/h respectivement

2.4 Dimensionnement du bac de stockage :

Selon les conditions de stockage de l'éthane liquide (-88°C / 1.5atm), le type de réservoir désigné est cryogénique sous pression atmosphérique P_{atm} et à température d'ébullition. Par convention, on désigne les réservoirs dont la gamme de températures comprise entre - 60 et - 273 °C construits avec des matériaux beaucoup plus résiliant tels que les aciers alliés au nickel (5 à 9 % de Ni), les aciers inoxydables et les alliages d'aluminium.

Le schéma suivant présente le réservoir aérien à intégrité totale :

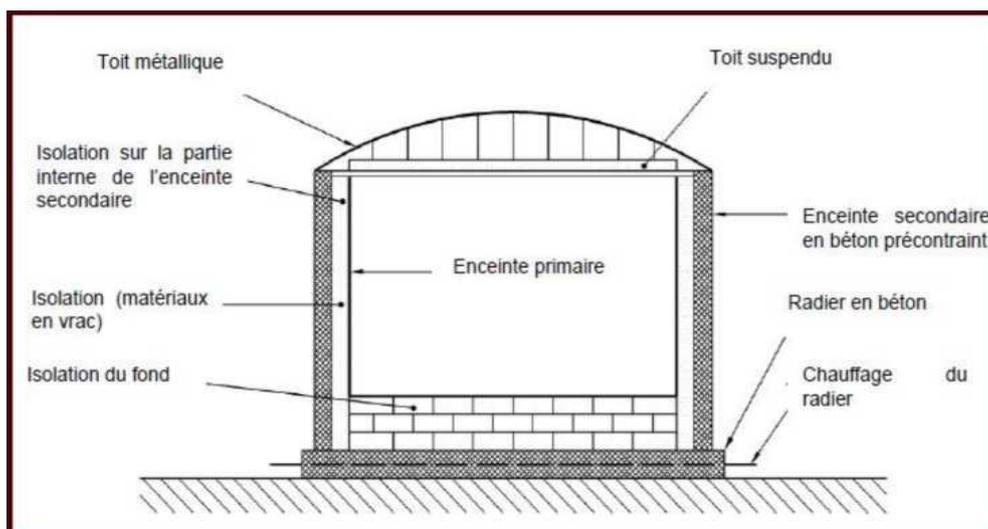


Figure10 : Exemple d'un réservoir à intégrité totale.

2.4.1 Estimation de la taille du bac de stockage « Ethane liquide » :

Pour dimensionner le bac de stockage nous devons nous référer aux deux paramètres suivants:

- Débit de Production de l'éthane.
- l'autonomie du complexe à stocké l'éthane liquide.

Ces deux derniers étant liés vont décider du volume du bac sachant que le débit liquide produit depuis la nouvelle unité est de 98.45 m³/h et en fixant une autonomie d'un mois le bac doit contenir : $98.45 \text{ m}^3/\text{h} \times 24\text{h} \times 30\text{j} = 70\,884\text{m}^3$

Ce volume représente le stock haut du bac seulement, il reste à ajouter la hauteur occupée par les pompes immergées qui est de l'ordre de 2300mm et l'espace ullage qui est 0.5% du volume total.

Avec un diamètre de 71 000mm, la surface de base sera de 3957.185 m

Tableau 9 : Le volume total occupé par le bac.

<i>Volume</i>	<i>Volume du bac de stockage (m³)</i>
<i>Volume occupé par les pompes</i>	9220.241
<i>Volume au-dessus du stock haut</i>	2275.381
<i>Volume NET Working</i>	70884
<i>Total</i>	82800

2.4.2 Simulation :

Le but de cette partie est de réaliser la simulation d'une section de liquéfaction de l'éthane en utilisant les fluides froids déjà existants au niveau du méga train, et cela à l'aide du simulateur Aspen HYSYS, l'option retenue nécessite l'utilisation d'une veine de fluide Propane BP provenant de la boucle auxiliaire, le choix de piquage est au niveau du ballon 17-MD19 comme le montre la figure ci-dessous afin d'effectuer le pré-refroidissement de l'éthane .

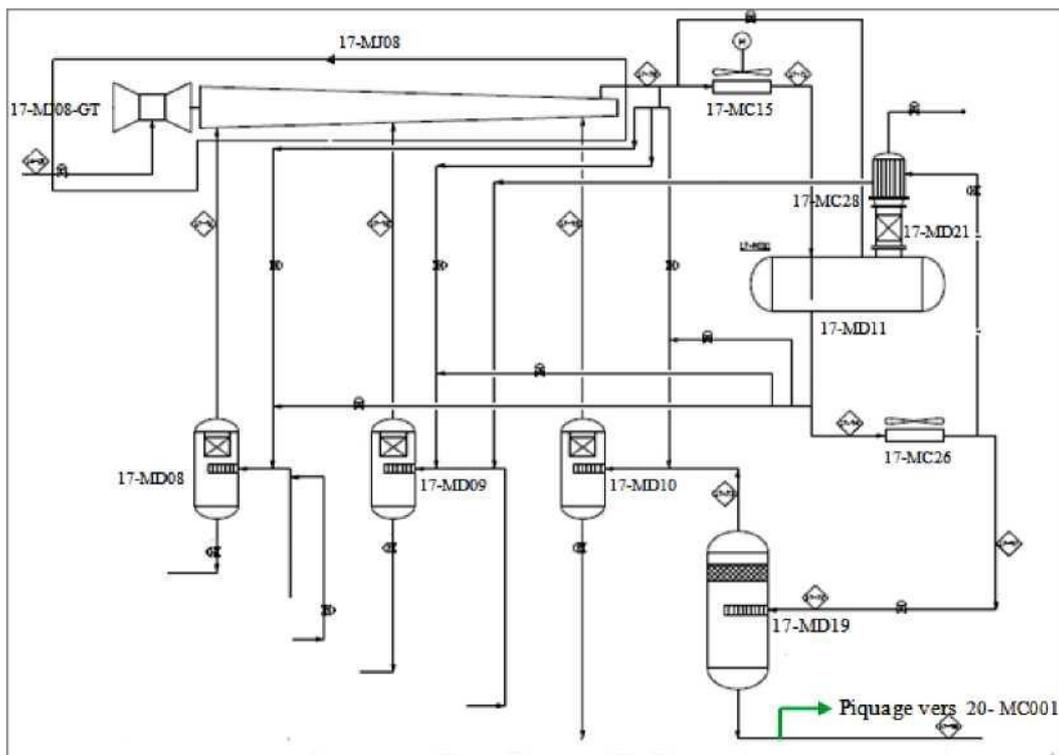


Figure 11 : Piquage de propane de la boucle auxiliaire.

Le second fluide qui se chargera de la liquéfaction du C2 est le réfrigérant MR son soutirages effectuer au niveau du ballon 16-MD08 (voir figure12).

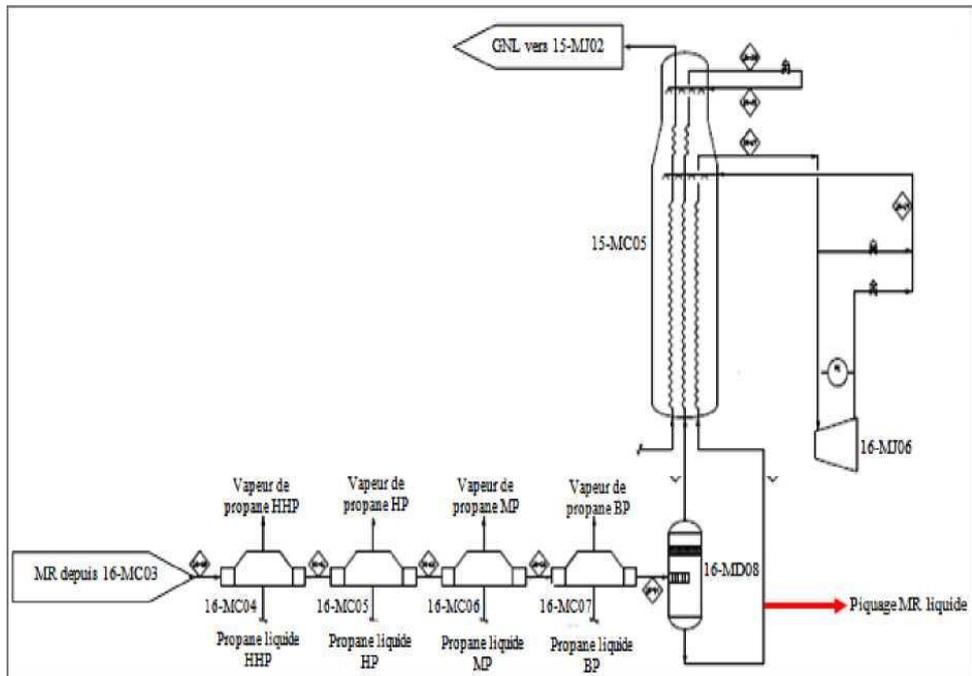


Figure 12 : Schéma du procédé de liquéfaction de l'éthane

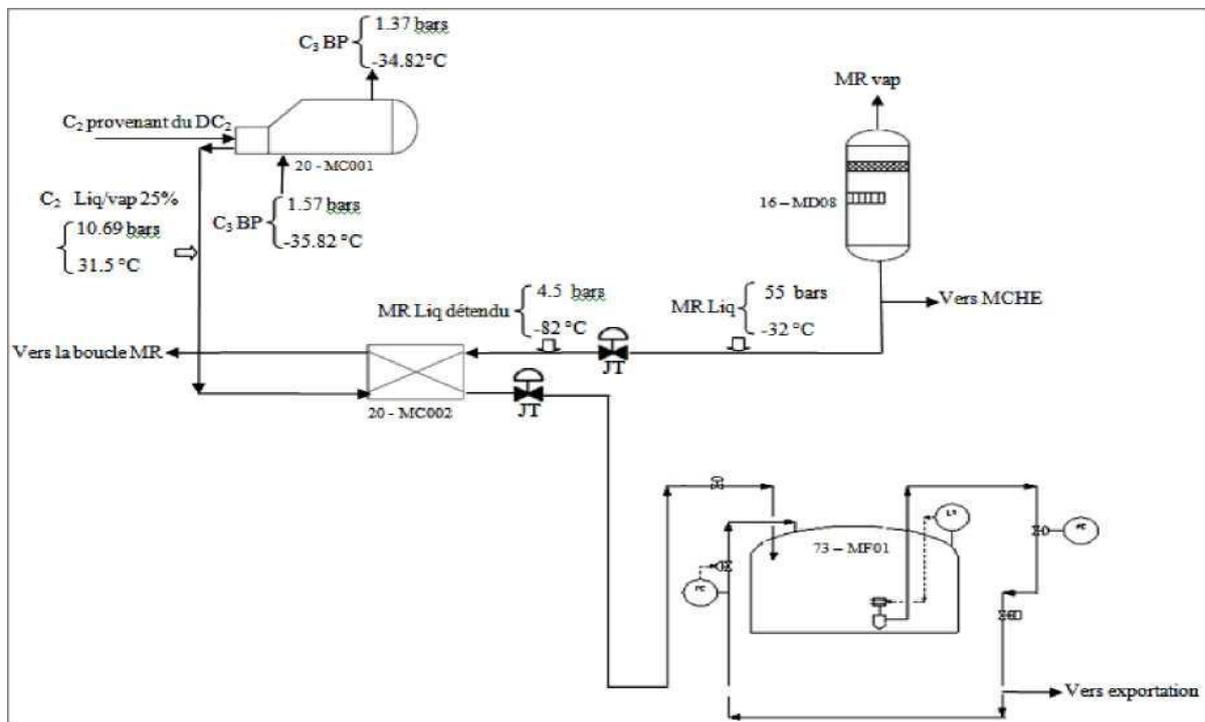


Figure 13 : Schéma du procédé de liquéfaction de l'éthane.

2.4.3 Localisation des points de piquage et de réinjection :

Les fluides frigorigènes les plus adaptés pour la liquéfaction de l'éthane sont le Propane et le

MR lourds (17-98),(16-15) respectivement.

Tableau 10: Les paramètres des flux froids à soutirer.

<i>Paramètres</i>	MR Lourd	Propane
<i>Débit massique</i>	1 074 960 kg/h.	471 657 kg/h
<i>Température</i>	-32,9 °C.	5,44°C
<i>Pression</i>	59,70bar abs.	5.61 bar abs
<i>Etat</i>	Liquide	Liquide

2.4.3.1 Simulation :

Les températures, pressions, compositions ainsi que le débit d'éthane, Propane, et MR liquide sont introduits dans les tableaux suivants.

Tableau 11 : Paramètres des courants éthane et C3 Bp utilisés.

<i>Paramètres</i>	Courant éthane 17-30	Courant C3 BP
<i>Température (°C)</i>	11,48	-35,07
<i>Pression (bar abs)</i>	32	1,37
<i>Débit (kg/h)</i>	54 228	A calculer

Tableau 12 : Composition des courants éthane et C3 Bp.

<i>Composition</i>	Courant éthane	Courant C3 BP
<i>Hélium</i>	0,000000	0,000000
<i>Azote</i>	0,000000	0,000000
<i>Méthane</i>	0,008900	0,000000
<i>Ethane</i>	0,990829	0,000000
<i>Propane</i>	0,000100	1,000000
<i>C4+</i>	0,000000	0,000000
<i>CO2</i>	0,000170	0,000000
<i>H2O</i>	0,000001	0,000000
<i>Total</i>	1,000000	1,000000

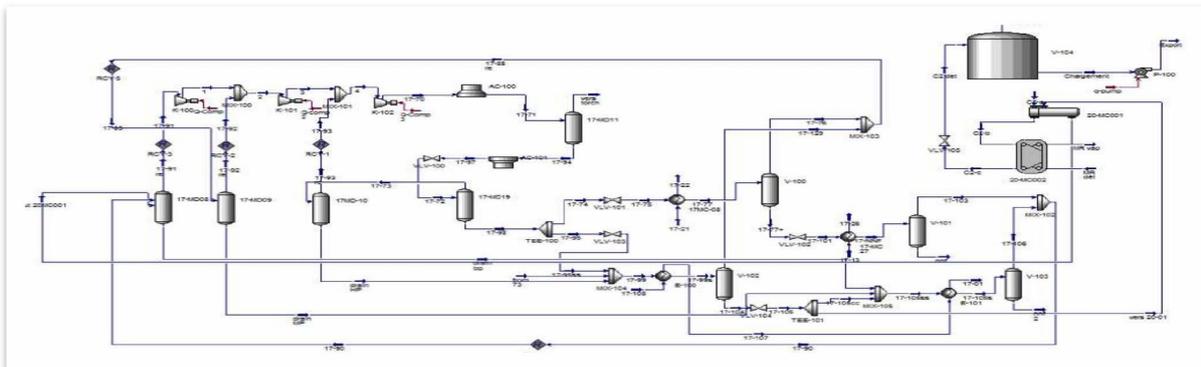
Tableau 13 : Paramètre des courants éthane refroidi et MR utilisés.

	Courant éthane refroidi	Courant MR
Température (°C)	10.69	-80.89
Pression (bar abs)	31.5	5.0
Débit (kg/h)	54 228	54646.37

Tableau 14 : Compositions des courants éthane et MR.

Composition	Courant éthane	Courant MR
Hélium	0,000000	0,000000
Azote	0,000000	0,028700
Méthane	0,008900	0,430900
Ethane	0,990829	0,371300
Propane	0,000100	0,169100
C4+	0,000000	0,000000
CO2	0,000170	0,000000
H2O	0,000001	0,000000
Total	1,000000	1,000000

Figure 14: Simulation de l'unité de liquéfaction d'éthane conjointe avec la boucle propane



On simule ensuite la nouvelle installation en plaçant les équipements de base du procédé qui est constitué simplement d'un échangeur tubulaire et d'une boîte froide, de quelques vannes de détente

et d'un bac de stockage.

Le schéma ci-dessus englobe l'unité de liquéfaction de l'éthane ainsi la boucle de propane auxiliaire en montrant le soutirage du propane utilisé dans le premier échangeur tube calandre (20-MC001).

L'éthane sous-refroidi par le propane BP passe dans un échangeur à plaques (20MC002) pour être finalement liquéfier par le MR détendu puis il subira une détente isenthalpique afin de le stocker à pression atmosphérique.

les résultats obtenues par le simulateur Aspen Hysys sont représentés dans le Tableau suivant:

2.4.4 Comparaison entre les résultats obtenus par calcul et Aspen HYSYS :

Le tableau suivant démontre la différence des résultats des paramètres clés entre le calcul à la main et celle du simulateur Aspen Hysys V.10.

Tableau 15 : Comparaison entre calcul théorique et le simulateur.

Paramètres	Unités	Calcul théorique	Aspen Hysys
Débit C3	kg/h	23156,98	24000
Débit MR	kg/h	54646,37	54230
U.A 20-MC001	kcal/h°C	5,047 X 10 ⁴	4,897 X 10 ⁴
U.A 20-MC002	kcal/h°C	-	2,748 X 10 ⁵
AP C ₃	kPa	8	7
AP MR	kPa	100	100

2.5 Conclusion :

La simulation n'a fait que confirmer les calculs théoriques effectués lors du chapitre précédent, une légère marche d'erreur est tolérée compte tenu du fait que les hypothèses établies au début des calculs ne sont pas les mêmes que celles du simulateur.

Chapitre 3 : Calcul économique et Evaluation du risque

3 Chapitre 3 : Calcul économique et Evaluation du risque

3.1 Introduction :

Pour valoriser un projet, une étude de rentabilité économique est nécessaire en premier lieu.

3.2 Estimation du prix des équipements :

Pour évaluer le coût exact de nos échangeurs, nous allons prendre le cas d'un échangeur du même type que notre faisceaux calandre (17-MC08) et à plaques (12-MC22). On applique alors la règle de M. Baumann.

$$\text{cout de lequipement } a = \text{cout de lequipemen } b * \left(\frac{\text{capacite de lequip } a}{\text{capacite de lequip } b} \right)$$

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

3.2.1 Echangeur tubulaire (Ethane-Propane BP) :

Avec une surface d'échange de 851m² (17-MC08) son prix est de 592 810.27 \$ Sachant que la capacité de (a) est de 215.7m², on appliquant la règle ci-dessus,

On obtient: $X = 592810.27 \$ * (215.7/851)^{0.6}$

D'où : $X = 232 526,65 \$$ Le coût de l'échangeur dimensionné est égal à 232526,65 \$.

3.2.1.1 Estimation des dépenses :

3.2.1.2 Estimation du coût d'investissement :

Tableau 16 : Les estimations financière pour l'échangeur tubulaire.

<i>Investissement</i>		
1-Equipement principal :	Prix unitaire	%
échangeur	232526,65	31%
2-Construction :		
Montage Equipement	13951,59	6%
Tuyauterie	34878,99	15%
Instrumentation	23 252,66	10%
Electricité	20927,39	9%
Calorifuge	2325,26	1%
Peinture	6975,79	3%
Génie Civil	32553,73	14%
3- Transport :	13951,59	6%
4- Ingénierie :	11626,33	5%
Total	392969,98	100%

Nous venons de voir le coût de l'échangeur dimensionné ainsi que tous ses équipements

auxiliaires.

3.2.2 Echangeur 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 1672.27m² dont le prix est de 1590793.22 \$

Sachant que la capacité de (a) est de 518.63m², on appliquant la règle de Baumann :

$$\text{On obtient: } X = 1590793.22 \$ * (518.63/1672.27)^{0.6}$$

D'où : X = 788033,12 \$

Le coût de l'échangeur dimensionné est égal à 788033,12 \$.

3.2.2.1 Estimation des dépenses :

3.2.2.2 - Estimation du coût d'investissement :

Tableau 17 : Les estimations financières pour l'échangeur à plaques.

Investissement		
	Prix unitaire (\$)	%
1- Equipement principal		
<i>Echangeur</i>	788033,12	31%
2- Construction :		
<i>Montage Equipement</i>	47281,99	6%
<i>Tuyauterie</i>	118204,96	15%
<i>Instrumentation</i>	78803,31	10%
<i>Electricité</i>	70922,98	9%
<i>Calorifuge</i>	7880,33	1%
<i>Peinture</i>	23640,99	3%
<i>Génie Civil</i>	110324,10	14%
3- Transport :	47281,99	6%
4- Ingénierie :	39401,65	5%
Total	1331775,42 \$	100%

Nous venons d'estimer le coût de l'échangeur dimensionné ainsi que tous ses équipements auxiliaires.

3.2.3 Les 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 du l'éthane liquide (31 bar 1.5 bar).

Tableau 18 : Coûts des vannes JT.

Les vannes de détente (JT)	Prix en devise (\$)	Prix en dinars(Da)
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

3.2.4 Le bac de stockage :

Pour contenir l'éthane à l'état liquide à pression atmosphérique avec un volume de 71 000 m³.Le coût de ce type d'équipement se situe dans l'intervalle de [16 000 000\$ -25 000 000\$].Auquel il faudra ajouter celui des auxiliaires qui vont avec l'équipement (45% du coût).

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

Tableau 19 : Estimation du cout de projet de la nouvelle unité de liquéfaction d'éthane.

Equipements dimensionnés	Prix (\$)
Echangeur tubulaire	392969,98
Echangeur à plaques	1331775,42
Vanne JT propane	13 466,57
Vanne JT MR liquide	31 422,01
Vanne JT éthane liquide	30 299,79
Bac de stockage Ethane+(45%)	36 250 000
Piping cryogénique (2100m)	434,54 \$/m
Total	38 962 467.77 \$

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

Pour cela en calcule le temps d'amortissement de notre nouvelle installation qui a pour objet liquéfier l'éthane et le stocker :

- Le gain dans la différence du prix de l'éthane est de 37.15\$/TM;
- La quantité estimée de production annuellement:

$$50T/h \times 300 \text{ jour} \times 24h = 360\,000 \text{ TM/an}$$
- Qui nous amène à un gain de : 13 374 000 \$;
- Rappelons que l'investissement de la nouvelle installation est de 38 962 467,77 \$;
- Le temps qu'il faut pour compenser le prix du nouveau échangeur

Tamrt = 38 962 467,77 \$ / 13 374 000 \$ par an = 2.91 an ; équivalent à 961.4.

3.4 Evaluation des risques de la nouvelle installation

L'objectif principal du choix d'implantation des nouveaux équipements est la protection du personnel et des installations voisines, pour le premier point l'unité sera installée dans la zone Process conçue sur la base des normes de sécurité édictées par le constructeur; alors il nous reste seulement à définir la distance sécuritaire entre les nouveaux échangeurs et l'installation voisine.

3.5 • Distance de sécurité

Pour les échangeurs, une distance de 3 mètres autour du dispositif concerné ;par contre, le bac de stockage doit répondre aux critères de sécurité sévères vu qu'il contient un liquide très inflammable Ces derniers sont représentés dans le schéma comme suit:

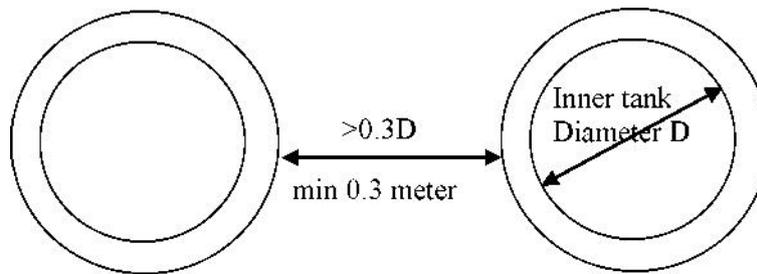


Figure 15 : Schéma représentatif montrant la distance de sécurité autour des bacs.

3.6 Conclusion :

Nous venons de voir la faisabilité du projet de liquéfaction d'éthane sur le plan économique et sécuritaire. Les constatations positives relevées dans les deux volets ne peuvent qu'encourager sa réalisation.

Conclusion générale

4 Conclusion générale :

Le complexe GL3Z production du GNL et GPL à partir du gaz naturel s'inscrit en droite ligne dans la stratégie développée par les pouvoirs publics en matière de commercialisation des hydrocarbures.

Avec une production de 4.7 MMTA de GNL depuis son démarrage en 2014, cette réalisation a déjà permis de fructifier l'investissement lourd qu'elle a nécessité et de donner une valeur ajoutée conséquente aux produits dérivés.

Toutefois, l'importance cruciale que revêt le maintien de cet outil à un niveau optimal de fonctionnement et de rentabilité nous a mené à relever les dysfonctionnements pouvant influencer négativement sur les cadences de production et les coûts de production, réduisant aussi bien les capacités de production que les plus-values dégagées.

Parmi ces dysfonctionnements, nous avons relevé un problème majeur rencontré au niveau de l'unité de fractionnement, cœur de l'usine s'il en est, matérialisé par un excès d'éthane.

Il est remédié à ce dysfonctionnement par une re-injection anormalement élevée dans le circuit GN-GNL afin de maintenir la stabilité du complexe.

L'approche adoptée pour cerner l'origine du problème et proposer une solution techniquement efficace et économiquement viable a consisté à sérier les probabilités possibles et procéder par élimination après analyse de chaque scénarios de liquéfaction de l'éthane.

L'hypothèse qui a été retenue à l'issue de ce protocole et qui apparait comme étant la plus certaine est celle d'utiliser les fluides froids déjà existant dans le complexe dans le procédé de liquéfaction de l'éthane.

Il est proposé la mise en place de deux échangeurs à même de soumettre l'éthane aux conditions de stockage et supprimer la pseudo solution de re-injection dans le GNL.

Le dimensionnement de ces échangeurs permettra de donner la réponse adéquate à ce problème tout en étant économiquement à long terme plus indiqué que l'injection massive de l'éthane dans GNL ou vers Fuel gaz , tel que mis en évidence par l'amortissement à brève échéance du coût de cette Installation au regard du coût de ce produit dans le marché international.

The GL3Z complex producing LNG and LPG from natural gas is in line with the strategy developed by the public authorities in terms of marketing hydrocarbons.

With production of 4.7 MMTA of LNG since its start-up in 2014, this achievement has already made it possible to bear fruit on the heavy investment it required and to give significant added value to the derived products.

However, the crucial importance of maintaining this tool at an optimal level of operation and profitability has led us to identify malfunctions that could negatively impact production rates and production costs, reducing production capacities as well. than the capital gains generated.

Among these malfunctions, we noted a major problem encountered at the fractionation unit, the heart of the plant if ever there was one, materialized by an excess of ethane.

This malfunction is remedied by an abnormally high re-injection into the GN-LNG circuit in order to maintain the stability of the complex.

The approach adopted to identify the origin of the problem and propose a technically effective and economically viable solution consisted of seriesing the possible probabilities and proceeding by elimination after analysis of each ethane liquefaction scenario.

The hypothesis which was retained at the end of this protocol and which appears to be the most certain is that of using the cold fluids already existing in the complex in the ethane liquefaction process.

It is proposed to install two exchangers capable of subjecting the ethane to storage conditions and eliminating the pseudo solution of re-injection into the LNG.

The sizing of these exchangers will provide an adequate response to this problem while being economically more appropriate in the long term than the massive injection of ethane into LNG or into Fuel Gas, as highlighted by the short-term amortization. maturity of the cost of this Installation with regard to the cost of this product in the international market.

لإنتاج الغاز الطبيعي المسال وغاز البترول المسال من الغاز الطبيعي مع الإستراتيجية التي وضعتها السلطات العامة فيما يتعلق بتسويق المواد الهيدروكربونية

مع إنتاج 4.7 مليون طن من الغاز الطبيعي المسال منذ بدء تشغيله في عام 2014، أتاح هذا الإنجاز بالفعل أن يوتي ثماره بفضل الاستثمارات الضخمة التي تطلبها وإعطاء قيمة مضافة كبيرة للمنتجات المشتقة

ومع ذلك، فإن الأهمية الحاسمة للحفاظ على هذه الأداة عند المستوى الأمثل للتشغيل والربحية دفعتنا إلى تحديد الأعطال التي يمكن أن تؤثر سلبًا على معدلات الإنتاج وتكاليف الإنتاج، مما يقلل أيضًا من قدرات الإنتاج من مكاسب رأس المال الناتجة ومن بين هذه الأعطال، لاحظنا مشكلة كبيرة واجهتها وحدة التجزئة، أو قلب النبات، إن وجدت، والتي تتجسد في وجود فائض من الإيثان

من أجل الحفاظ على استقرار GN-LNG تتم معالجة هذا الخلل من خلال إعادة حقن عالية بشكل غير طبيعي في دائرة المجمع

يتكون النهج المتبع لتحديد أصل المشكلة واقتراح حل فعال تقنيًا وقابل للتطبيق اقتصاديًا من سلسلة الاحتمالات المحتملة والمضي قدمًا بالحذف بعد تحليل كل سيناريو لتسييل الإيثان

الفرضية التي تم الاحتفاظ بها في نهاية هذا البروتوكول والتي تبدو الأكثر تأكيدًا هي استخدام السوائل الباردة الموجودة بالفعل في المجمع في عملية تسييل الإيثان

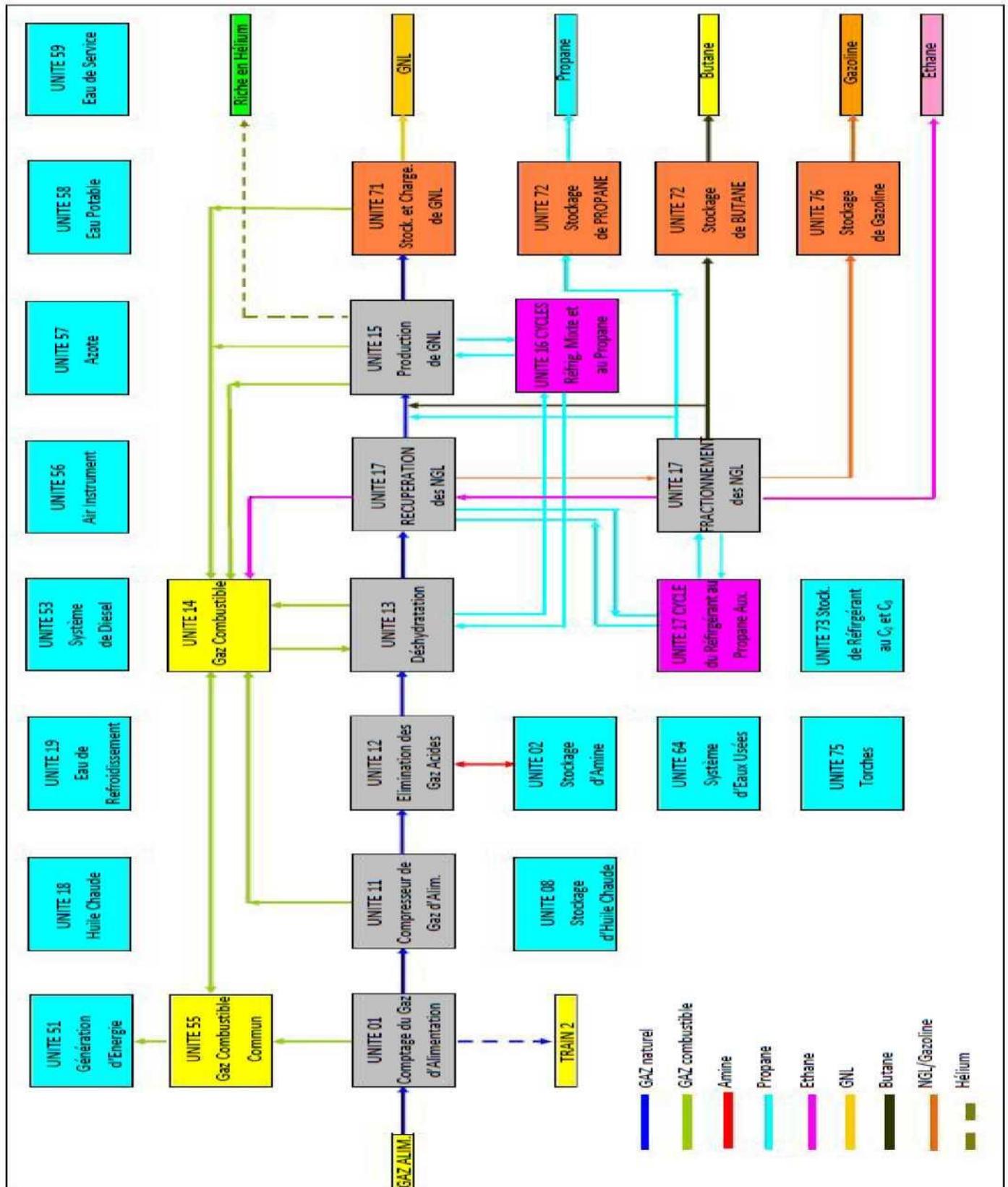
ومن المقترح تركيب مبادلين قادرين على إخضاع الإيثان لظروف التخزين والتخلص من المحلول الزائف المتمثل في إعادة الحقن في الغاز الطبيعي المسال

إن تحديد حجم هذه المبادلات سيوفر استجابة مناسبة لهذه المشكلة بينما يكون أكثر ملاءمة اقتصاديًا على المدى الطويل من الحقن بكميات كبيرة من الإيثان في الغاز الطبيعي المسال أو في غاز الوقود، كما يتضح من استهلاك تكلفة ذلك على المدى القصير. التثبيت فيما يتعلق بتكلفة هذا المنتج في السوق الدولية

5 Bibliographie :

- [1] Saipem - Manuel Opérateur, Principe fondamentaux du procédé et d'exploitation, document 318800-GNL3Z-MU-PR-00-79009, (2012).
 - [2] Saipem - (PFD), schéma des procédés plus les bilans matières et énergétiques, document 318800- GNL3Z-HM-PR-00-03000, 318800-GNL-DA- PR-00-03001 (2009).
 - [3] Institut de Physique de Rennes, D. Cordier (Astrochimie Expérimentale), O. Mousis (University of Arizona, USA et Université de Franche-Comté), Etude des données Huygens/Cassini.
 - [4] NE2-16E-PDF Her Majesty the Queen in Right of Canada as represented by the National Energy Board 2018 ISSN 2369-1476 Key title: Energy Futures Supplement Canada's Energy Future 2018 Supplement: Oil Sands Production.
 - [5] Alternative Ethane liquéfaction Process at BGP Presented by YAHIA H. AL-FAIFI Saudi Aramco.
 - [6] P.Wuithier.Raffinage et Génie Chimique "le pétrole", TOME II.(page 1058-1079).Edition Technip.1972.Paris.
 - [7] F. P. INCROPERA, D. P. DEWITT - Fundamentals of Heat and Mass Transfer - Wiley, N.Y. - 2002
 - [8] J.C LE DIRAISON Matériaux cryogéniques autres que les matériaux
 - [9] SAIPEM -Manuel Opérateur du Complexe GL3/Z Spécification de Process pour Reservoir de Stockage de propane 72-MF02.
 - [10] Cours de simulation du procédé- Approche modulaire séquentielle, université USTO
 - [11] Max S. Peters Klaus D "PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERING" 5th édition,. Timmerhaus Professors of Chemical Engineering University of Colorado. McGraw-Hill, Inc.
 - [12] Ethane Prices from Bloomberg,L.P, and natural gas prices from Natural Gas Intelligence EIA (U.S Energy Information Administration).
- Sécurité Industrielle, Ingénierie Sécurité: évaluation & réduction / mitigation du risque HMD/
Centre IAP-04-09 juillet 2015 'M.Christian FOUSSARD IFP Training.

Annexe A : Schéma fonctionnel du complexe



Annexe B : Dimensionnement de l'échangeur tubulaire Ethane-C3BP et à plaques Ethane-MR.

1- Echangeur tubulaire :

•Calcul de facteur de correction : F=f (P,R)

Le rapport calorifique R est calculé par la relation (VI.4)

$$R = \frac{T1 - T2}{t2 - t1} \qquad R = \frac{12.2 - 10.7}{-34.07 - (-35.07)} \qquad R = 1.5$$

l'efficacité de l'échangeur E est calculée par la relation (V1.5)

$$E = \frac{t2 - t1}{T1 - T1} \qquad E = \frac{-34.07 - (-35.07)}{12.02 - (-35.07)} \qquad E = 0.02$$

Le facteur de correction est égale à F=0.99 (voir annexe A)

$$\Delta TLMc = \Delta TLM * F = 0.99 * 46.02 \qquad \Delta TLMc = 46.02^\circ C$$

on constate d'après l'abaque utilisé que notre échangeur sera de type 2- passe coté tube et 1-passe coté calandre

• Choix de la géométrie de l'appareil

a. Estimation du coefficient de transfert sale U's :

on choisit la valeur initiale de coefficient d'échange, selon la nature des fluides mis en service

D'après l'annexe B : U's = 288 kcal/m² h °C.

b. Estimation de la surface d'échange :

$$A's = \frac{Q}{U's * \Delta TLM}$$
$$A's = \frac{2324266,31}{0.08 * 46.02} = 175,37m^2$$

c. Surface d'échange d'un tube :

$$a_0 = \pi d_0 L$$

$$a_0 = \pi * 19.05 * 10^{-3} * 6$$

$$a_0 = 0.359m^2$$

d. Estimation de nombre de tube par calandre :

$$N't = \frac{A's}{a_0 * n_c} = \frac{175,37}{0,359 * 1} = 604$$

D'après l'annexe C on a : N't = 604 tubes Dc= 73.7 cm

e. Estimation Us de l'appareil :

$$U_s = \frac{U's * N't}{Nt}$$

$$U_s = \frac{0.08 * 488.62}{604}$$

Us = 0.065 Kcal/m² s °C

f. Estimation de la surface d'échange de l'appareil :

$$A = \frac{Q}{U_s * \Delta TLM}$$

$$A = \frac{2324266.31}{0.065 * 46.02}$$

A= 215.84m²

. Temperature calorifique

$$T_c = T_{sc} + F_c * (T_{ec} - T_{sc})$$

$$T_c = T_{ef} + F_c (T_{sf} - T_{ef})$$

a- calcul facteur de correction :

$$F_c = \frac{\Delta TLM - \Delta Tfr}{\Delta Tch - \Delta Tfr}$$

$$F_c = \frac{46.02 - 45.77}{46.27 - 45.77}$$

$$F_c = 0.5$$

$$T_c = 10.7 + 0.5 X (12.2 - 10,7)$$

$$T_c = 11,45 \text{ °C}$$

$$t_c = -35.07 + 0.5X ((-34.07) - (-35.07))$$

$$t_c = -34.57 \text{ °C}$$

•Coefficient de transfert propre Up :

a. Coté tube :

Section de passage par passe a t :

$$a_t = \frac{\pi * d_i^2 * Nt}{4nt}$$

$$a_t = \frac{\pi * (15.75 * 10^{-3})^2 * 604}{4 * 2}$$

$$a_t = 58.81 * 10^{-3} \text{m}^2$$

.Calcul de vitesse massique de fluide chaud (Gt) :

$$G_t = \frac{M}{a_t}$$

G_t : Vitesse massique de fluide chaud (Kg/hm²)

M : debit massique de fluide chaud (Kg/h)

a_t : section de passage coté tube (m²)

$$G_t = \frac{54228}{58,81 * 10^{-3} * 3600} = 256,14 \text{ kg/m}^2 * \text{s}$$

• Calcul de nombre de Reynolds (Ret) :

$$Ret = \frac{G_t * d_i}{\mu}$$

Ret : Nombre de Reynolds coté Tube

μ : viscosité dynamique du fluide chaud (kg/m.s)

$$Ret = \frac{256.14 * 15.75 * 10^{-3}}{4.429 * 10^{-5}}$$

$$Ret = 91087,39$$

•Calcul de coefficient de film interne hi :

$Re_t > 2000$ donc le régime est turbulent.

On détermine j_h par : $j_h = f (Re_t)$

$j_h = 250$ à partir du graphe et $f = 0,011$

f: coefficient du frottement friction

On calcule le coefficient de film interne hi :

Le nombre de Prandtl

$$Pr = \frac{C_p * U}{\lambda}$$

Pour l'éthane à 12.2°C et 32,5 bars nous avons:

$$C_p(C_2) = 0.796 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\mu(C_2) = 4.429 * 10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{m}}$$

$$\lambda(C_2) = 0.22 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \cdot \text{m} \cdot \text{K}$$

. Coefficient de film interne

$$hi = \frac{j_h * \lambda}{d_i * Pr \left(\frac{1}{3} \right)}$$

$$hi = \frac{250 * 0.022}{15.75 * 10^{-3} * 7.27 \left(\frac{1}{3} \right)}$$

$$hi = 194.72 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$hi_0 = \frac{hi * di}{d_0}$$

$$hi_0 = \frac{194.72 * 15.75 * 10^{-3}}{19.05 * 10^{-3}}$$

$$hi_0 = 160.99 \text{ Kcal /h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

b. coté calandre :

Diamètre équivalent

$$De = \frac{4 * p^2}{\pi * d_0} - d_0$$

$$De = \frac{4 * (25.4 * 10^{-3})^2}{\pi * (19.05 * 10^{-3})} - 19.05 * 10^{-3}$$

$$De = 0.024 \text{ m}$$

calcul de la section de passage transversale : a_{ct}

$$a_{ct} = \frac{D_c}{p} * (P - d_0) * \beta$$

D_c : diamètre de la calandre (m)

P : le pas (m)

d_0 : diamètre extérieur de tube (m)

B : espacement entre chicanes (m)

a_{ct} : section de passage transversale (m²)

• Calcul de nombre de chicanes (N_c) :

$$N_c = \frac{L}{\beta}$$

Avec : β c'est l'espace entre chicanes (m) ($D_c/5 < P < De$)

On suppose : $\beta = 0,4$

$$N_c = \frac{6}{0.4} = 15$$

$N_c = 15$ chicanes

$$a_{ct} = \frac{0.737}{25.4 * 10^{-3}} * (25.4 * 10^{-3} - 19.05 * 10^{-3}) * 0.4$$

$$a_{ct} = 0.0737 \text{ m}^2$$

Calcul de vitesse massique transversale de fluide froid :

$$G_c = \frac{m}{a_{ct}}$$

G_c :Vitesse massique transversale de fluide chaude (kg/h m²)

m :Debit massique de fluide chaud (kg/h)

$$G_{ct} = \frac{23397.13}{0.0737 * 3600}$$

$$G_{ct} = 88.12 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \cdot \text{m}$$

• **Calcul de la section de passage longitudinale : a_{cl}**

$$a_{cl} = \frac{\pi}{4}(Dc^2 - Nt * d_0) - \varepsilon$$

Dc : diamètre de la calandre.

n_t : Nombre de passes coté tubes.

$$0,2 < \varepsilon < 0,4$$

d_0 : Diamètre extérieur des tubes

$$a_{cl} = \frac{\pi}{4}(0.737^2 - 2 * (19.05 * 10^{-3})) - 0.3$$

$$a_{cl} = 0.096 \text{ m}^2$$

• **Calcul de vitesse massique longitudinale de fluide froid :**

$$G_{cl} = \frac{m}{a_{cl}}$$

$$G_{cl} = \frac{2337913}{0.096 * 3600}$$

$$G_{cl} = 67.31 \text{ kg/s m}^2$$

$$G_c = \sqrt{G_{cT} * G_{cL}}$$

$$G_c = \sqrt{88,12 * 67,31}$$

$$G_c = 77.016 \text{ kg/s. m}^2$$

• **Calcul de Reynolds Rec :**

$$Rec = \frac{de * G_c}{\mu'}$$

μ' : viscosité dynamique de fluide froid (kg/m h)

de : diamètre équivalent (m)

$$Rec = \frac{0.024 * 77.02}{0.1827 * 10^{-3}}$$

$Rec = 10117.10 > 2000$ donc le régime est turbulent

• **Détermination de j_h' et f' :**

$$j' = 40 \text{ et } f' = 0,019$$

$$Jh = \frac{Nu}{Pr \left(\frac{1}{3}\right)}$$

$$Nu = Jh * Pr \left(\frac{1}{3}\right)$$

$$Pr = \frac{Cp' * \mu'}{\lambda'}$$

avec : $\lambda' = 1.05 * 10^{-3} \text{ kcal / hm. } ^\circ\text{C}$

$$Nu = 40 * \left(\frac{0.346 * 0.1827 * 10^{-3} * 3600}{1.05 * 10^{-3}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu = \frac{h_0 * De}{\lambda'}$$

• **Coefficient de film externe :**

$$h_0 = \frac{Nu * \lambda'}{De}$$

$$h_0 = \frac{240.27 * 0.022}{0.024}$$

$$h_0 = 220.25 \text{ Kcal/h}^\circ\text{cm}^2$$

• **Coefficient de de transport propre :**

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{h_{i0}} + \frac{1}{h_0}$$

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{160.99} + \frac{1}{220.25}$$

$$U_p = 93.01 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

• **calcul des pertes de charge :**

Il est important pour le choix du régime optimum de l'échangeur.

a. Côté tube :

$$\Delta P_t = \frac{n_c * n_t * G_t^2}{d} \left[\frac{f_t * l}{d_i * \phi_t} + 2 \right]$$

d' : densité de fluide chaud

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14} = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{1 * 2 * (256.14)^2}{67.77} \left[\frac{0.011 * 12}{15.75 * 10^{-3} * 1} + 2 \right] \quad \Delta P_t$$

$$= 20132.14 \text{ Pa}$$

c. Côté calandre :

$$\Delta P_c = \frac{n_c * f_c * G_c^2 * (N_c + 1) * D_c}{\phi_c * d' * D_e}$$

d' : densité du fluide froid

$$\Delta P_c = \frac{1 * 0.0195 * (77.02)^2 * (12 + 1) * 0.737}{3.186 * 1 * 0.024} \quad \Delta P_c$$

$$= 14494,24 \text{ Pa}$$

2- Echangeur à plaques :

• **Estimation des pertes de charge :**

On va prendre $\Delta P_1 = 100 \text{ kPa}$ coté froid et on va estimer les pertes de charge coté chaud.

Débit MR liquide :

$$m1 = \frac{54646.37}{15.05} = 3630.99 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\Delta P2 = 100 * \frac{308.29}{(3630.99)^2}$$

$$\Delta P2 = 720,88\text{Pa}$$

.Calcul des coefficients d'échange h1 et h2 :

$$\frac{h1}{\gamma1} * Pr^{\frac{1}{3}} \left[\frac{\rho1 * \Delta P1}{\mu1^2} \right]^{0.3275}$$

$$Pr = \frac{Cp * \mu}{\lambda} = 2.522$$

$$\frac{h1}{0.081} * 20552^{\frac{1}{3}} = 234 \left[\frac{15.05 * 100}{0.0979^2} \right]^{0.3275}$$

$$h1 = 1298.14 \text{ W/ m}^2 \text{ K}$$

$$\frac{h2}{\lambda2} * Pr^{\frac{1}{3}} = 234 \left[\frac{\rho2 * \Delta P2}{\mu2^2} \right]^{0.3275}$$

$$\frac{h2}{0.0646} * 3.28^{\left(\frac{1}{3}\right)} = 234 \left[\frac{175 * 0.0075}{0.0446^2} \right]^{0.3275}$$

$$Pr = 3.28$$

$$h2 = 186.08 \text{ W/K m}^2$$

•calcul du coefficient d'échange global K :

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{hc} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{hf} + Rec + Ref$$

Avec : Rec + Ref = 0.6*10⁻⁴ K m²/W et :

$$\frac{e}{\lambda} = 3 * 10^{-5}$$

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{186.08} + 3 * 10^{-5} + \frac{1}{1298.14} + 0.6 * 10^{-4} \quad k = 160.40 \text{ Km}^2/\text{W}$$

•Calcul de la surface d'échange :

$$Q = K * S * \Delta TLM = M1 * Cp1 * (T1e - T1s)$$

$$Q = \frac{54646.37}{3600} * 2.087 * (-81 - (-45.13))$$

$$S = \frac{Q}{K * \Delta TLM} = \frac{1136350}{160.40 * 13.66}$$

$$S = 518.63\text{m}^2$$

Pour calculer le nombre de plaques, il faut ensuite déterminer le type d'échangeur correspondant aux valeurs maxi de débit (3630.99 m³/h) et de NUT.

$$\text{NUT} = \frac{K * S}{C_{\min}} = 160.40 * \frac{518.63}{\frac{54646.37 * 2087}{3600}} \quad \text{NUT} = 2.63$$