



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



MEMOIRE

Présenté pour obtenir le diplôme de

- **MASTER EN INDUSTRIES PETROCHIMIQUES^(a)**
- **GENIE DES PROCÉDES^(b)**

Options: GENIE PETROCHIMIQUE^(a)

GENIE DES PROCÉDES DE L'ENVIRONNEMENT^(b)

Par

Hamza NACEUR^(a)

Abedlkarim OULD HACENE^(b)

**OPTIMISATION DES PARAMETRES DE L'EXTRACTION
DE L'ÉTHANE AU NIVEAU DE L'UNITE DE FRACTIONNEMENT :
CAS DU COMPLEXE GL1/Z**

Soutenu le 2019 devant le jury composé de :

Président :	H. BOUZID	Grade : MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice:	N. HADDOU	Grade : MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	M. R. GHEZZAR	Grade : Professeur	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

SOMMAIRE

INTRODUCTION GENERALE	1
CHAPITRE I. Présentation générale du procédé de liquéfaction au niveau du complexe GL1/Z	
Introduction	2
I.2 Section traitement du gaz	3
1 décarbonatation	4
2 Déshydratation	6
3 Démercurisation	6
I.3 section de Séparation	6
I.4 Section fractionnement	7
1 La Déméthanisation	9
2 La Dééthanisation	9
3 La Dépropanisation	10
4 La Débutanisation	10
I.5 Section Boucle propane	11
I.6 Boucle MCR	11
I.7 Section de liquéfaction	12
I.8 Stockage	13
I.9 Transport maritime	14
CHAPITRE II. L'éthane en pétrochimie	
II.1 L'éthane en pétrochimie	15
1 Caractéristiques de l'éthane	15
2 Importance de l'éthane dans l'industrie pétrochimique	16
3 L'éthène (éthylène)	16
4 Production de l'éthylène	16
5 Fabrication industrielle	16
6 Utilisation	16
7 Le polyéthylène	16
8 Le mono éthylène glycol $C_2H_6O_2$	17
II.2 Procédé de distillation	17
1 Distillation fractionnée	17
2 Colonne de rectification	18
II.3 Situation de dééthaniseur dans le train	20
1 Les majeurs équipements dans le système dééthaniseur	20
2 Le rôle de la colonne du Dééthaniseur	20
3 Le circuit du Dééthaniseur	20
II.4 Description/Caractéristiques Techniques et les Paramètres De Fonctionnement	21
1 Paramètre de fonctionnement de Dééthaniseur	22
2 Bilan de matières et les titres	24
II.5 La régulation	25
1 La boucle de Régulation de la température	26
2 La boucle de régulation de la pression	26
3 La boucle de Régulation du niveau	26
4 La boucle de Régulation du débit de reflux	27
II.6 La responsabilité principale de l'opérateur	27
CHAPITRE III. Calcul et simulation du procédé de dééthanisation au niveau de GNL1/Z)	
III.1 Recherche du point optimum de soutirage au niveau de procédé actuel	28
I.2 Calcule Du Débit De L'éthane	28
1 Calcul du Débit d'éthane dans la charge d'alimentation GN	28
2 Conversion du débit du gaz d'alimentation QGN en (Kmole /h	29
3 Calcul du débit de l'éthane dans alimentation de la tour de lavage	30

4 Calcul du débit d'éthane dans l'alimentation de dééthaniseur	31
5 Calcul du débit de l'éthane dans le gaz naturel liquéfié GNL	32
III.3 Simulation	35
1 Modèle mathématique	35
2 Choix et validation du modèle thermodynamique	35
3 Simulateur	36
4 Présentation du logiciel de simulation HYSYS	36
5 Fonctionnement de HYSYS	37
6 Description du procédé de dééthanisation	37
7 Spécification des courants pour la simulation des colonnes	37
III.4 Récapitulation des résultats des 3 cas	41
III.5 Variation de la fraction molaire C2 en tête du déméthaniseur (cas 100% design)	41
Conclusion	44
Bibliographie	

REMERCIEMENTS

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

Je remercie spécialement Pr. M.R GHEZZAR notre encadreur qui malgré ses différentes occupations a décidé de nous orienter dans ce travail.

Je tiens aussi à remercier Dr. H. BOUZID d'avoir accepté de présider notre jury de mémoire de projet de fin d'études. Je ne peux oublier Madame N. HADDOU de l'honneur qu'elle nous fait d'examiner ce travail.

Je ne saurais terminer sans témoigner toutes mes gratitudes à mes très chers amis pour leurs sympathies.

DEDICACE

On dédie ce modeste travail à nos parents, naturellement en premier pour leur amour inconditionnel et leur éducation. Toutes ces années durant, grâce à vos conseils et orientations, j'ai su maintenir le cap et garder de vue mon objectif.

A tous nos frères et sœurs, A nos amis et collègues.

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Le gaz naturel est un combustible fossile, il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures trouvé naturellement sous forme gazeuse. C'est la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et son usage se développe rapidement.

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements.

Son développement a ensuite été très rapide, grâce à l'abondance de ses réserves, à leur répartition sensiblement plus équilibrée que celle des réserves pétrolières et à son excellente qualité pour le consommateur final.

Le GNL est une technologie éprouvée depuis près de 40 ans, cette technologie a été lancée en 1963 en Algérie et qui est utilisée depuis de nombreuses années par plusieurs pays.

Le complexe GL1/Z est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation de l'hydrocarbure, exploitée par **Sonatrach**. Son objectif premier est la préparation et la mise au point d'une étude pour de préalables découvertes et de trouver des moyens de transport, terrestre et maritime permettant la commercialisation des hydrocarbures liquides et gazeux.

Les réserves du gaz de la zone de Hassi R'mel sont considérables, une partie de ce gaz, qui est extrait, soit 70% est transporté jusqu'à la zone industrielle d'Arzew, situé à l'ouverture de la côte méditerranéenne.

Le gaz naturel liquéfié (GNL) comporté du gaz naturel condensé à l'état liquide (réduction du volume de 600 fois). Le gaz est refroidi à -162°C à pression atmosphérique, il prend la forme d'un liquide clair, transparent, inodore, non corrosif et non toxique.

Le GNL joue un rôle important dans l'industrie mondiale de l'énergie, car les réserves mondiales de gaz naturel sont abondantes, la liquéfaction du gaz naturel a pour but d'augmenter la capacité d'exploitation sur longues distances par des voies marines.

L'objectif de notre travail est de rechercher toutes les possibilités de l'extraction et récupération l'éthane au niveau du complexe G.L.1/Z sans pour autant nuire au bon fonctionnement des 6 trains du production Pour cela nous allons montrer l'intérêt de l'éthane dans l'unité et présenter le procédé de liquéfaction concerné par cette récupération ce qui nous permettra de déterminer avec précision le point où devrait se faire cette extraction. Notre problématique se résume donc en l'étude du fonctionnement de la colonne de déethanisation.

I.1 La liquéfaction du gaz naturel

Le gaz naturel traité, en vue d'être commercialisé, est incolore, inodore, insipide. Il contient entre 81 et 97 % de méthane, le reste étant majoritairement de l'azote. Il est moins dense que l'air : sa densité est de 0,6 par rapport à l'air et sa masse volumique est d'environ $0,8 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. Il se présente sous sa forme gazeuse au-dessus de $-161 \text{ }^\circ\text{C}$ environ, à pression atmosphérique.

A la sortie des puits le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers dont la teneur en méthane est prépondérante ($\geq 80\%$). Il contient également en proportion décroissante des traces d'hydrocarbures plus lourds, en plus d'éléments non combustibles tels que le CO_2 (gaz carbonique) et l'hélium (He).

Tableau.I.1 Composition de gaz naturel comme suite :

Compositions de gaz	% molaire moyen	Variation estimée
CH ₄ (méthane)	83,0	0,30
C ₂ H ₆ (éthane)	7,10	0,15
C ₃ H ₈ (propane)	2,25	0,10
I.C ₄ H ₁₀ (iso-butane)	0,40	0,07
N.C ₄ H ₁₀ (normo-butane)	0,60	0,08
I.C ₅ H ₁₂ (iso-pentane)	0,12	0,03
N.C ₅ H ₁₂ (normo-pentane)	0,15	0,04
N ₂ (azote)	5,80	0,2
He (hélium)	0,19	0,02
CO ₂ (dioxyde de carbone)	0,21	0,03

La charge d'une unité de liquéfaction de gaz naturel doit être conditionnée avant la liquéfaction à des températures cryogéniques le conditionnement du gaz de charge implique l'enlèvement des agents contaminants tels que le mercure, l'oxyde de Carbone, l'humidité ...etc. si ces contaminants restent dans le gaz ils boucheront les vannes et le mercure en présence d'eau et peuvent attaquer les équipements en aluminium lors du réchauffement ainsi

que leur condensation dans l'extrémité froide de l'usine puis se solidifient en provoquant l'obstruction de la tuyauterie et de l'équipement froid.

C'est pourquoi les composants condensables sont d'abord éliminés dans une série d'unités de traitement avant que le gaz naturel ne puisse être liquéfié.

Le procédé de liquéfaction de GL1/Z est un brevet A.P.C.I/MCR. Il comporte un cycle principal à cascade incorporé c'est à dire à réfrigérant mixte (Multi Composant Réfrigérant) ainsi qu'un pré-refroidissement au propane

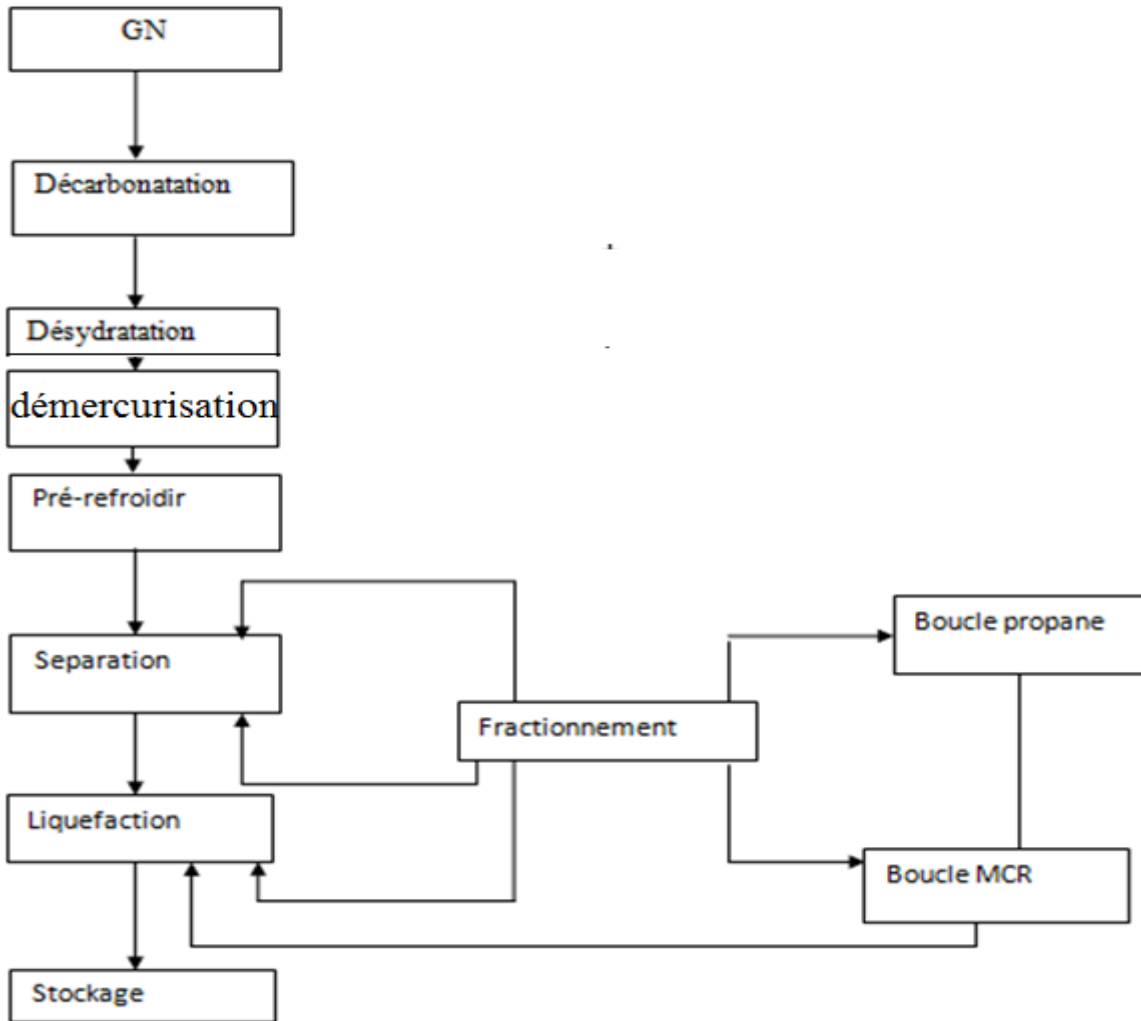


Fig.I.1 organigramme de liquéfaction

I.2 Section traitement

I.2.1 décarbonatation

Le gaz arrive dans cette section pour être débarrassé du gaz carbonique qu'il contient. On réduit la teneur de CO₂ à un taux inférieur à 90 PPM. Cette opération est nécessaire afin d'éviter la solidification de ce produit dans les sections froides de la liquéfaction.

Le gaz naturel venant de Hassi R'mel passe à travers une vanne coupe-feu installée à la limite de l'usine et qu'on doit fermer en cas d'incendies pour minimiser les dégâts. Le GN passe ensuite par un collecteur commun pour alimenter les 6 trains de liquéfaction.

Le gaz brut d'alimentation passe d'abord dans la section épuration située en bas de la colonne d'absorption où tous les hydrocarbures liquides contenus dans le gaz sont éliminés le liquide éliminé est envoyé au décanteur des hydrocarbures.

Ce procédé permet d'éviter que les hydrocarbures lourds liquides ne contaminent la solution de MEA ce qui provoquera le moussage dans les systèmes d'absorption et de régénération.

La décarbonatation a pour rôle l'élimination du CO₂ contenu dans le gaz naturel avant qu'il ne pénètre dans la section de liquéfaction afin d'éviter la solidification du CO₂ dans la partie froide du procédé, sachant que le CO₂ se solidifie à une température de -57°C et que pour liquéfier le GN il faut atteindre une température de -162 °C donc la présence du CO₂ dans le GN lors de son passage dans la section froide provoque le bouchage des conduites et des tubes des échangeurs. L'élimination du CO₂ du GN se fait à l'aide d'une solution de MEA concentré à 15%.

MEA : la Mono Ethanol Amine c'est un produit organique ayant une fonction basique dont les propriétés sont voisines de celle de l'ammoniac, elle neutralise les acides en donnant des sels et de l'eau.

Elle est incolore, sa densité est de 1.107 à 20%, sa formule chimique est : **NH₂-CH₂-CH₂-OH**

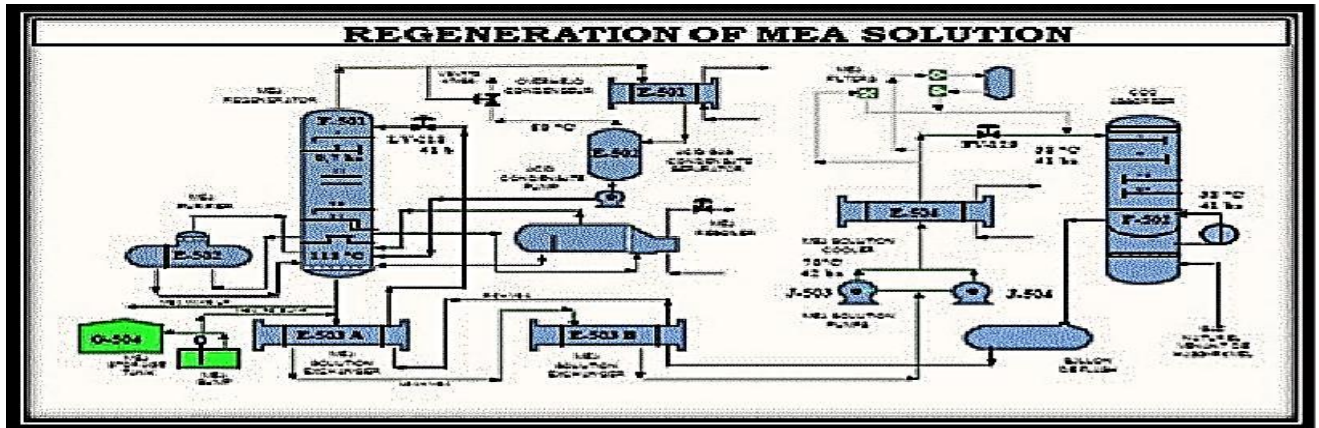


Fig-I-2: section décarbonatation

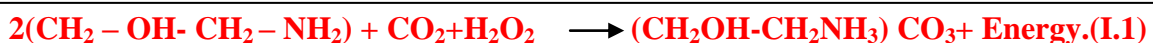
Circuit de préparation MEA :(MONO ETHANE AMINE)

Une solution de MEA concentré à 20% est stockée dans un bac desservant chacun des trois, si un appoint est nécessaire vers la section de décarbonatation la MEA concentré a 20% est envoyée vers le puisard de MEA ou elle est mélangée avec des condensats pour obtenir une concentration à 15% une fois préparée par une pompe et refoulée vers le fond du régénérateur.

Circuit d'injection de la MEA :

A l'aide d'une turbo pompe la MEA est aspirée puis refoulée vers le refroidisseur de solution pauvre de MEA pour être refroidie jusqu'à une température de 38°C puis introduite en tête de colonne de l'absorbeur à la hauteur du premier plateau, le débit de MEA est réglé à 54.4 m/heure.

La MEA réduit la teneur en CO₂ présent dans le GN de 1400 ppm à 90 ppm, la MEA et le CO₂ réagissent entre eux selon la réaction réversible suivante :



Circuit de régénération de MEA :

La MEA sort du fond de l'absorbeur à une température de 38°C, elle est riche en CO₂ passe à travers deux échangeurs, pour échanger sa température avec la MEA pauvre en CO₂ et cela pour atteindre la température de 93°C. La MEA riche pénètre dans le régénérateur au-dessus

du premier plateau sous contrôle de niveau ou elle est en contact avec les vapeurs ascendantes, ce contact MEA-vapeur permet l'élimination du CO₂ de la MEA, ces vapeurs sont produites par vaporisation de la MEA dans le rebouilleur qui fonctionne à l'aide de la vapeur d'eau à 3.45 bars.

I.2.2 Déshydratation

Venant de la section de décarbonatation saturé en eau absorbé de la solution de MEA est débarrassé de son CO₂, le gaz naturel pénètre dans la section de déshydratation.

Le 2^{ème} traitement réservé au GN est celui de l'élimination de cette eau en réduisant sa teneur en eau jusqu'à 1ppm. Cette déshydratation s'effectue dans un jeu de deux sécheurs à tamis moléculaires La première partie de l'eau est éliminée par condensation (refroidissement sous contrôle de la température en évitant la formation d'hydrates). La seconde partie, quant à elle sera piégée par absorption au niveau de sécheurs à tamis moléculaires (matériau poreux piégeant la molécule d'eau)

La régénération des tamis moléculaires se fera par passage d'un courant de gaz chaud, circulant à contre-courant.

I.2.3 Démercurisation :

La démercurisation est une opération importante dans le traitement de transformation du gaz naturel. Cette installation consiste à piéger le mercure (Hg) contenu dans le gaz et ce pour éviter que le mercure attaque particulièrement les équipements en Aluminium (Al) comme le cas de l'échangeur principal de la section de liquéfaction. Le démercuriseur est garni d'une charge interne d'un produit à base de carbone et de soufre servant à adsorber le mercure contenu dans le gaz naturel. Le gaz sortant de cette section ne doit pas dépasser une concentration de 7 nano grammes de mercure.

I.3 section de Séparation :

Une fois traité le GN passe à travers un refroidisseur au propane, il arrive à 19°C et une pression de 41,6 bar relatif et est refroidi jusqu'à -26°C en devenant ainsi biphasique, La première séparation entre les hydrocarbures légers et lourds s'opère au niveau de la tour de lavage et ce par un phénomène de distillation.

Cette opération s'effectue dans une colonne à plusieurs plateaux (12 étages) dans laquelle circulent à contre-courant un liquide et de la vapeur. Ces deux phases venant respectivement

d'un condensateur de tête et en fond d'un rebouilleur, au niveau du 9^{ème} plateau la phase vapeur quittant la colonne est associée a un débit de recyclage de propane provenant de la section de fractionnement permettant ainsi d'adsorber les dernières traces de pentane et de maintenir un débit de reflux acceptable dans la colonne pour l'envoi a la section liquéfaction. Les produits les plus volatiles s'accumulent avec la vapeur et vont en haut de colonne; à l'inverse les produits lourds passent en phase liquide et sont soutirés par le fond de la colonne. Le méthane constituant majeur est acheminé en tête de colonne, alors que les produits tels que C₂, C₃, C₄ et C₅ sont dirigés vers le fractionnement où se fera leur séparation dans d'autres colonnes

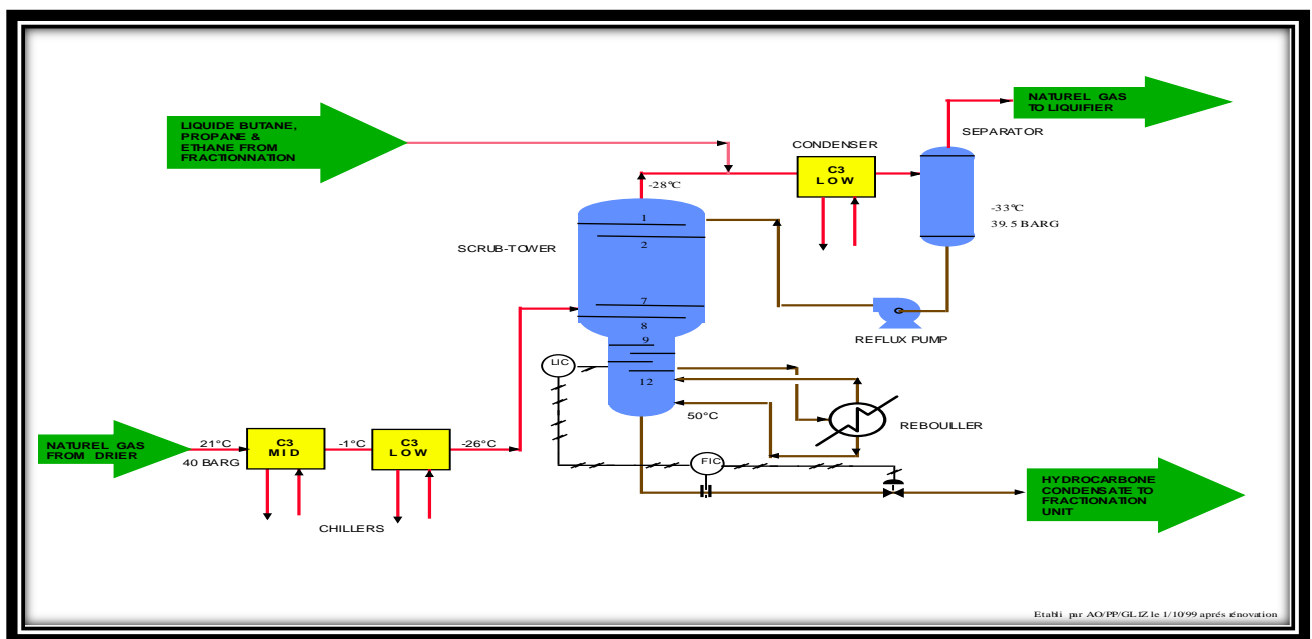


Fig.I.3 Section de liquéfaction

I.4 Section fractionnement :

La section fractionnement sépare les hydrocarbures les plus lourds du débit de gaz naturel pour éviter leur solidification au niveau de la section de liquéfaction et prépare les fractions nécessaires à l'alimentation interne des divers équipements du complexe, à savoir :

- ❖ Propane d'appoint pour les systèmes à propane et de compression MCR.
- ❖ Ethane pour l'appoint du système de compression MCR.
- ❖ Butane, éthane et propane pour l'alimentation de l'échangeur cryogénique.
- ❖ Butane, éthane et propane pour recyclage en tant qu'huile pauvre vers la tour de lavage.
- ❖ Essence C₅+ stockage pour exportation.

Afin de rendre le GNL conforme aux spécifications du produit, des appoints C2, C3 et C4 provenant du fractionnement sont injectés à l'amont de l'échangeur principal.

Le système de fractionnement comprend les quatre sous-systèmes suivants:

Systeme de Déméthanisation,,	systeme de dééthanisation ,
systeme de dépropanisation,	systeme de débutanisation

Ces quatre sous-systèmes sont disposés en série et gérer l'alimentation d'un train de GNL

- Le liquide produit du fond de la Tour de lavage X04-F-07.11 dirigé vers l'alimentation de la colonne de Déméthaniseur X07-F-07.21
- Le liquide produit du fond de Déméthaniser X07-F-07.21 dirigé vers l'alimentation de la colonne de Dééthaniseur X08-F-07.31
- Le liquide produit du fond de Dééthaniseur X08-F-07.31 dirigé vers l'alimentation de la colonne de Dépropaniseur X10-F-07.41
- Le liquide produit du fond de Dépropaniseur X10-F-07.41 dirigé vers l'alimentation de la colonne de débutaniseur X10-E-07.51

Elle a pour rôle la séparation des hydrocarbures éliminés du courant gaz naturel dans la tour de lavage, elle est constituée essentiellement de quatre colonnes de distillation :

- 1. Colonne de déméthanisation.**
- 2. Colonne de dééthanisation.**
- 3. Colonne de dépropanisation.**
- 4. Colonne de débutanisation.**

Elle prépare les fractions nécessaires à l'alimentation interne de l'usine. L'usine doit extraire le méthane, l'éthane, le propane et le butane du restant des hydrocarbures qui serviront comme combustible et qui seront pompes vers le ballon collecteur pour assurer l'appoint de boucle MCR et le propane.

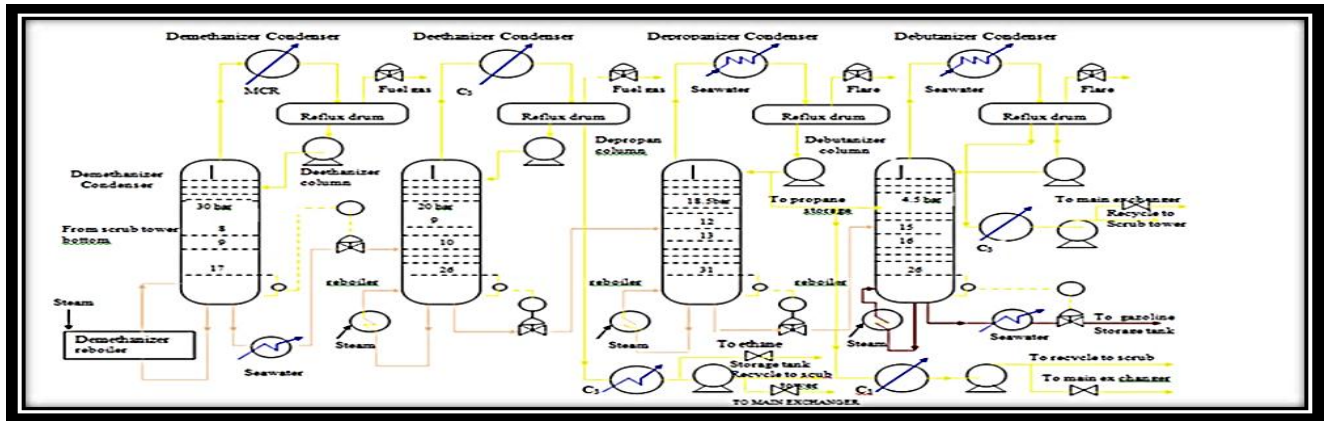


Fig-I-4 Section De Fractionnement

I.4.1 La Déméthanisation :

Les produit de fond de la tour de lavage F711 sont achemines jusqu' a la premiere colonne de distillation de la section de separation destines a la deméthanisation cette colonne a pour fonction d'extraire le méthane des produits de fond de la tour de lavage pour alimenter :

- le réseau de gaz combustible.
- une source d'appoint de méthane pour le circuit du réfrigérant mixte.

Le méthane est distillé à partir du flux d'alimentation de la colonne de déméthanisations, une partie du flux d'alimentation de la colonne de déméthanisations, une partie des produit de tête de distillation du déméthaniseur est condensée pour être reflux vers la colonne.

La partie restante du flux des produits de tête du déméthaniseur, essentiellement du méthane provenant du ballon de reflux vient alimenter le réseau de gaz combustible.

Les produits de fond du déméthaniseur étant composes d'éthane et d'hydrocarbures plus lourds jusqu'à C8 sont achemines jusqu'à la colonne de déethanisation.

I.4.2 La Déethanisation

Les produit de fond de la colonne du déméthaniseur alimentent après passage dans refroidisseur des produits de fond du déméthaniseur la seconde colonne de distillation de la section de fractionnement pour y subie la déethanisation la fonction de la colonne de déethanisation est de séparer l'éthane de son flux d'alimentation cet éthane devant servir d'appoint au réfrigération MCR, d'hydrocarbure pauvre d'appoint a la tour de lavage et d'appoint pour le contrôle de la qualité du GNL.

MCR est un circuit basse température utilisé comme moyen final de refroidissement pour obtenir la liquéfaction du GN. Le MCR est mis en circulation par deux compresseurs MCR1 (K120) et MCR2 (K121).

Tableau.I.2 Leur pourcentage molaire est représenté dans le tableau suivant

Constituants	Composition en % molaire
N ₂	2,72
CH ₄	42,77
C ₂ H ₆	46
C ₃ H ₈	8,52

I.5 Section Bouclepropane:

Le compresseur de propane est une machine unique à trois étages de compression, le propane gazeux sous Basse Pression provenant du ballon d'aspiration premier-étage le (G785) est comprimé de (0,23Bars, -37°C) à (12Bars, 68°C) par le compresseur (K110).

A l'admission du deuxième étage, il est rejoint par le propane gazeux Moyenne Pression (3,2Bars, -4°C) et à l'admission du troisième étage par le propane gazeux Haute Pression (6,9Bars, 18°C).

La vapeur de refoulement du (K110) est d'abord refroidie dans le désurchauffeur (E513) par l'eau de mer jusqu'à (43°C), ensuite condensée dans le condenseur (E514A/B) par l'eau de mer à contre-courant jusqu'à (37°C).

Le propane liquide est recueilli dans l'accumulateur (G786) d'où il est envoyé dans le ballon d'aspiration troisième étage (G791) pour y être détendu à (6,9Bars, 18°C), la vapeur du (G791) est renvoyée à l'admission du troisième étage du (K110) et le liquide est envoyé dans le ballon d'aspiration deuxième étage (G790) avant d'être détendu à (3,2Bars, -4°C), la vapeur du (G790) est renvoyée à l'admission du deuxième étage du (K110) et le liquide est envoyé dans le ballon d'aspiration premier-étage (G785) avant d'être détendu à (0,23Bars, -37°C), seule la vapeur du (G785) est renvoyée à l'admission premier-étage du (K110).

I.6 Section boucle MCR :

Le MCR Basse Pression (1,7Bars, -34°C) provenant du ballon d'aspiration premier-étage le (G788) est comprimé à (11Bars, 68°C) par le compresseur MCR premier-étage le (K120), refroidi jusqu'à (32°C), dans le refroidisseur intermédiaire (E511), recueilli dans le ballon d'aspiration du deuxième étage le

(G789), comprimé une second fois à (44Bars, 133°C) par le compresseur MCR deuxième étage le (K121)), refroidi à (32°C) dans le refroidisseur secondaire le (E512) par l'eau de mer.

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

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

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

Cycle de pré-refroidissement au propane

Sortant des sécheurs, le gaz naturel subit son premier stade de refroidissement. C'est un cycle de pré-refroidissement au propane où le GN passe de la température ambiante à une température de -35°C. Cette opération s'effectue à trois niveaux de réfrigération distincts : haut, moyen et bas. La fonction de compression est assurée par le compresseur propane (K110) à trois étages.

I.7 Section de Liquéfaction :

Elle s'effectue en faisant refroidir le GN en utilisant le cycle réfrigérant mixte MCR, ce cycle utilise des flux de propane et de réfrigérant mixtes qui assurent un refroidissement continu à plusieurs niveaux de températures réduisant ainsi les irréversibilités associées au transfert de chaleur et améliorant le rendement thermodynamique globale du cycle.

Le GNT (gaz naturel traiter) arrivant du séparateur est admis dans la section de liquéfaction à température de -38°C et 39bars, il passe à travers un filtre puis pénètre dans un serpentin de faisceaux situé au fond de l'échangeur principal. A ce stade il est liquéfié par refroidissement au réfrigérant mixte MCR.

Le GN sort de l'échangeur principal avec un débit réglé par un régulateur de température qui maintient la température du GN produit à -148°C , à ce stade le gaz naturel est sous forme liquide, la pression de sortie est de 28.3 bar.

Ensuite le GNL subit une détente dans une vanne jusqu'à 1.5bar ou la température est abaissée à -158°C puis il pénètre dans le ballon de détente d'Azote ou la vapeur du rejet composée principalement d'Azote et de Méthane est séparée du liquide

I.8 Stockage et chargement :

Le GNL produit par les six trains du procédé est pompé depuis le ballon d'Azote aux réservoirs de stockage de GNL au nombre de trois bacs de double paroi métallique avec une capacité de 100.000 m^3 . La capacité nominal de la production d'un train est de $392\text{ m}^3/\text{heure}$, soit pour les six trains $2352\text{ m}^3/\text{heure}$. Tout excès de gaz est renvoyé vers la torche du réservoir de GNL. le GNL est stocké à son point d'ébullition qui est à une température de -161°C (-268°F) et à une pression légèrement au-dessus de la pression atmosphérique (barre 1.034). À une température $-$ de 163°C , bouillir non loin des vapeurs se produit.

Quand le GNL est prêt à être transporté, il est pompé des réservoirs inférieurs à l'aide de 5 pompes de chargement qui sont reliées à un en-tête commun d'aspiration de 48". La période de l'opération de chargement est approximativement 12 heures ; récupérés bouillent- au loin le gaz des réservoirs de stockage sont comprimés par 6 compresseurs de gaz de carburant et déchargés au système de fuel gaz.

Tableau.I.3 gaz naturel liquéfié produit a la composition suivante :

Composants	Limites de % molaire	
	Minimum	Maximum
N ₂	0.60	1.40
C ₁	84.00	92.50
C ₂	6.00	8.50
C ₃	2.20	3.00
IC ₄	0.30	0.50
NC ₁	0.30	0.70
C ₅	0.00	0.02

Tableau.I.4 Conditions de stockage du GNL :

Masse molaire	18.2 g/mole.
Pression	1.03 bars absolus
Température	-162°C

I.9 Transport maritime

Le transport est assuré par des navires appelés méthaniers, qui emmagasinent le liquide dans des réservoirs adiabatiques. L'isolation n'étant pas parfaite, du méthane liquide s'évapore pendant la traversée, il est récupéré par un petit compresseur et utilisé dans la propulsion du navire, qui est en général constitué de chaudières à vapeur mélangeant ce gaz et du fioul. La plupart des méthaniers ont une capacité de l'ordre de 140 000 mètres cubes de GNL (70 000 tonnes environ), ce qui correspond à 87 millions de mètres cubes de gaz dans les conditions standards. Ce sont des navires très coûteux, les plus chers navires non militaires par tonne de déplacement après les navires de croisières et paquebots

Les terminaux de regazéification reçoivent les méthaniers et transfèrent leur cargaison dans des réservoirs à terre. Le méthane liquide est gazéifié au fur et à mesure de la demande du réseau de gaz naturel du pays demandeur. En plus de servir à l'importation du gaz, ces terminaux offrent également la possibilité de réguler le réseau de transport de gaz du pays récepteur.



Fig-I-5 Un méthanier

II.1 L'éthane en pétrochimie

L'éthane est un alcane de formule générale C_2H_6 . Il fait partie des hydrocarbures saturés. Il est très utilisé à l'échelle industrielle, parmi ses principales applications en pétrochimie, on citera sa transformation en :

Ethylène, polyéthylène, mono éthylène glycol(MEG), di éthylène glycol (DEG) et tri éthylène glycol (TEG).

Ces diverses transformations se font par vapocraquage de l'éthane à haute température et sous faible pression.

II.1.1 Caractéristiques de l'éthane

Propriétés du gaz :

- Poids moléculaire : 30.069 g/mol.
- Température d'ébullition : - 127,48 °F
- Température de congélation : -297,04 °F

Phase solide :

- Point de fusion : -183.3 °C
- Chaleur latente de fusion (1,013 bar, au point triple) : 94.977 kJ/kg

Phase liquide :

- Masse volumique de la phase liquide (1,013 bar au point d'ébullition) : 546.49 kg/m³
- Point d'ébullition (1,013 bar) : -88.7 °C
- Chaleur latente de vaporisation (1,013 bar au point d'ébullition) : 488.76 kJ/kg
- Pression de vapeur (à 21 °C) : 38.3 bars

Point critique :

- Température critique : 32.2 °C
- Pression critique : 48.839 bars

Phase gazeuse :

- Masse volumique du gaz (1,013 bar au point d'ébullition) : 2.054 kg/m³
- Masse volumique de la phase gazeuse (1,013 bar et 15 °C) : 1.282 kg/m³
- Facteur de compressibilité (Z) (1,013 bar et 15 °C) : 0.9912
- Volume spécifique (1,013 bar et 21 °C) : 0.799 m³/kg
- Chaleur spécifique à pression constante (Cp) (1 bar et 25 °C) : 0.053 kJ/ (K.mole.)
- Chaleur spécifique à volume constant (Cv) (1 bar et 25 °C) : 0.044 kJ/ (mole.K)
- Rapport des chaleurs spécifiques (Gamma: Cp/Cv) (1 bar et 25 °C) : 1.193258
- Viscosité (1,013 bar et 0 °C) : 0.0000855 Poise
- Conductivité thermique (1,013 bar et 0 °C) : 18 mW / (m.K) (7)

II.1.2 Importance de l'éthane dans l'industrie pétrochimique :

Il sert aussi comme une matière première pour la fabrication :

- De l'éthylène C_2H_4
- Du polyéthylène
- Du mono éthylène glycol $C_2H_6O_2$

II.1.3 L'éthène (éthylène)

C'est le plus simple des alcènes. Il est incolore, volatil, de densité proche de celle de l'air avec lequel il forme des mélanges explosifs. À partir de $425^{\circ}C$, il s'enflamme et brûle avec une flamme claire. (Chaleur de combustion: 47 200 kJ/kg) (7).

II.1.4 Production de l'éthylène

Dans l'industrie pétrochimique, l'éthylène est obtenu à partir de gaz naturel riche en éthane par craquage à température élevée. Dans ce procédé la proportion d'éthylène dans le mélange gazeux résultant est environ 45% (7).

II.1.5 Fabrication industrielle

L'éthylène est produit lors du vapocraquage des hydrocarbures, qui sont obtenus par distillation du pétrole. La formation d'éthylène à partir des hydrocarbures saturés est favorisée par des températures élevées. En particulier, à partir de l'éthane il faut que la température de craquage soit supérieure à $800^{\circ}C$. En Europe l'éthylène est obtenu à 71 % à partir de naphta, à 12 % à partir de gaz de pétrole liquéfié, à 10 % à partir de gazole et à 7 % à partir d'éthane. Aux États-Unis, l'éthylène est obtenu à 52 % à partir d'éthane, à 22 % à partir de naphta et de gazole, à 21% à partir de propane et à 5 % à partir de butane (7).

II.1.6 Utilisations

Il est utilisé comme :

- Anesthésiant peu puissant.
- Comme fluide frigorigène.

Mais parmi ces utilisations industrielles principales on citera sa polymérisation en polyéthylène.

L'utilisation mondiale de l'éthylène lors de la dernière décennie a été répartir comme suit :

- Polyéthylène : 56 %. Oxyde d'éthylène : 12 %
- Dichloroéthylène : 15 %. Autres : 17 % : destinés à la fabrication du PVC(7)

II.1.7 Le polyéthylène

Le polyéthylène est probablement le polymère que nous utilisons le plus souvent dans la vie de tous les jours, ce polyéthylène est le plastique le plus populaire du monde, c'est le polymère dont sont faits les sacs des supermarchés, les bouteilles de shampoing, les jouets des enfants, et

même les gilets pare-balles, ce matériau qui a des usages aussi variés a une structure très simple, la plus simple de tous les polymères du commerce. Une molécule de polyéthylène n'est rien de plus qu'une longue chaîne d'atomes de carbone, avec deux atomes d'hydrogène attachés à chaque atome de carbone (7).

II.1.8 Le mono éthylène glycol $C_2H_6O_2$

L'éthylène glycol est surtout utilisé comme composé antigel ou liquide de transfert de chaleur que ce soit pour les radiateurs d'automobiles, les systèmes de refroidissement industriel ou le dégivrage des avions. Il sert comme agent de déshydratation dans le traitement du gaz naturel et dans les formulations de produits pharmaceutiques on trouve aussi ses utilisations dans(7).

- Les préparations de fluides pour transmissions hydrauliques.
- Les condensateurs électrolytiques à base de perborate d'ammonium.

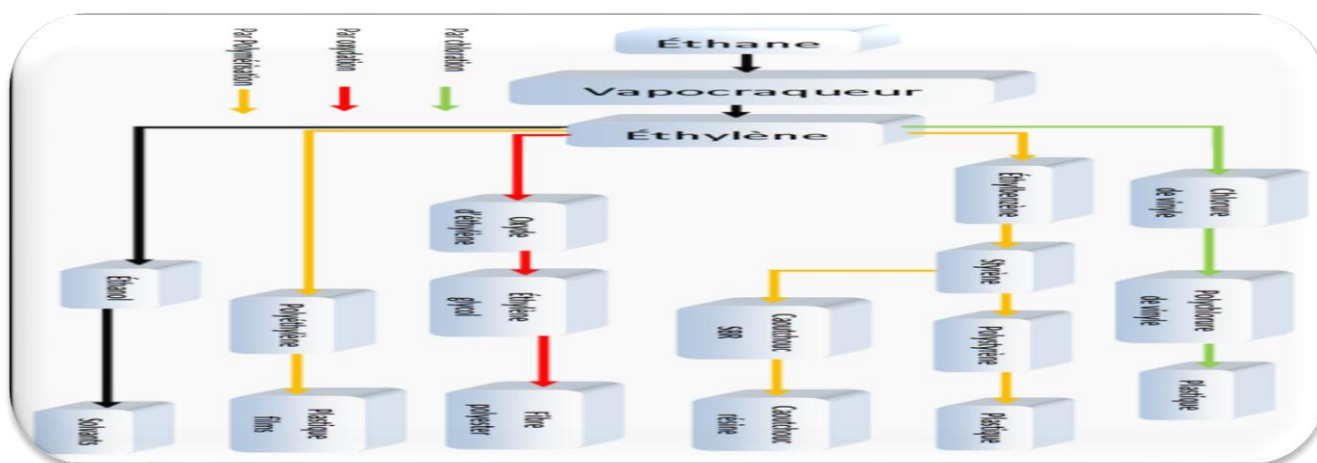


Fig-I-1 transformation de l'éthane

II.2 Procédé de distillation :

La distillation fractionnée, aussi appelée rectification, est un procédé de séparation par **fractionnement**. Son but est de séparer les différents constituants d'un mélange de liquides miscibles, possédant des températures d'ébullition différentes. Pour cela, elle exploite le même principe que la distillation mais se distingue par l'utilisation d'une colonne de séparation, qui permet une meilleure discrimination des constituants du mélange.

II.2.1 Distillation fractionnée

Lorsque les vapeurs montent dans la colonne de séparation, elles se refroidissent et se condensent sur la surface interne de la colonne (les anneaux de Raschig d'une colonne garnie). Ce liquide est ensuite chauffé progressivement par les autres vapeurs montantes jusqu'à être vaporisé à nouveau.

Toutefois, la composition de ces nouvelles vapeurs n'est pas la même que celle des vapeurs initiales (loi de Raoult): elles sont plus concentrées en composant le plus volatil.

Chaque cycle de vaporisation-condensation se produisant au sein de la colonne de séparation est appelé un plateau théorique ; il conduit à une augmentation de la concentration en composé le plus volatil. On peut donc caractériser la colonne par son nombre de plateaux théoriques : plus celui-ci est élevé, plus la colonne sera capable de séparer le mélange avec efficacité. Cette méthode graphique de calcul des plateaux théoriques a été découverte par McCabe et Thiele en 1925.

On augmente le nombre de plateaux théoriques en allongeant la colonne, en modifiant sa surface interne grâce à différents types de garnissages :

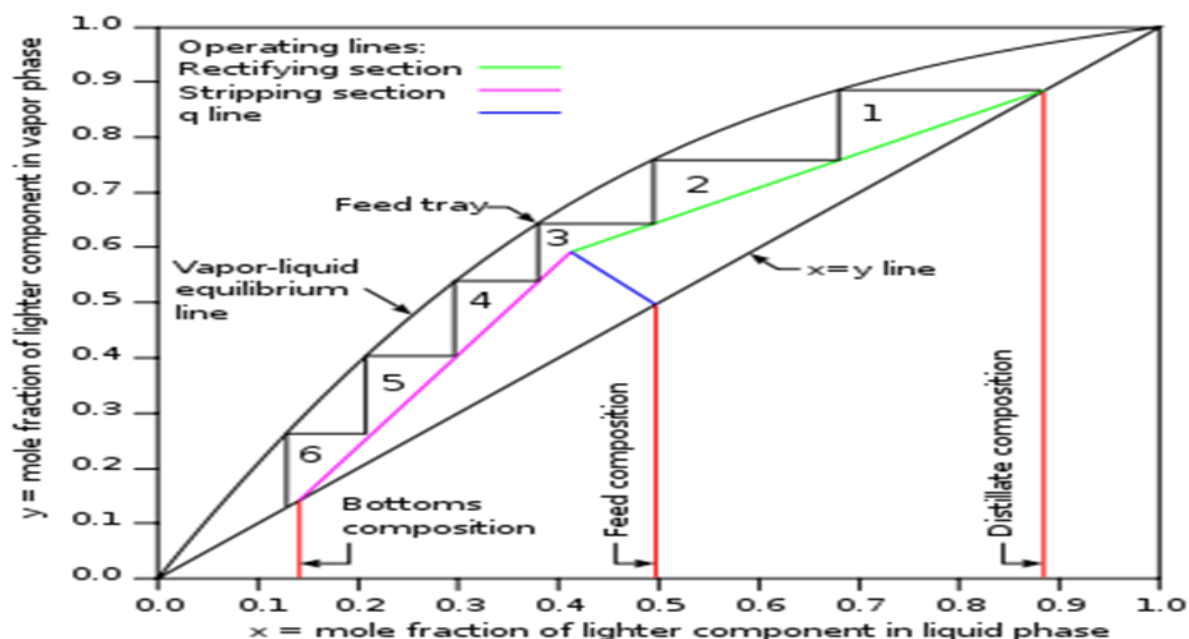


Fig-I-2 Phase de distillation générale

Les conditions opératoires d'une colonne de séparation

La pression de fonctionnement est fixe par les conditions opératoires qui règnent au ballon de reflux c'est la tension de vapeur du produit de tête liquide elle est sensiblement constante dans la colonne.

- Les températures dans la tour sont les températures d'ébullitions des produits qui circulent.
 - La température de tête est la plus basse correspondant aux constituants légers obtenus au sommet.
 - La température de fond est la plus élevée correspondant aux constituants lourds obtenus en fond.
- L'évolution des températures dans la colonne est en fait le reflet des changements de composition qui produisent de plateau à plateau.

- Le débit de reflux externe réinjecte en tête de colonne et la quantité d'énergie thermique dépensée au rebouilleur sont en relation avec la qualité de la séparation recherchée

II.2.2 Colonne de rectification

température(T_1) et la première bulle de vapeur émise à cette température correspondant au point (V) aura pour titre Y_i

Chauffons un mélange binaire homo-zéotrope M

Au point L_0 le mélange entre à ébullition et la vapeur émise est V_0 si on condense cette vapeur elle donnera un liquide de même composition $Y_0=X_1$.

Ce liquide entrera en ébullition au point L_1 et la vapeur émise de composition Y_1 si on condense cette vapeur V_1 elle donnera un liquide de composition identique $Y_1=X_1$.

On voit que de poche en poche. Après une série de vaporisation- condensation, le liquide condensé s'enrichit en volatil.

Cette séparation à partir du binaire initial M peut se traduire sur la courbe d'équilibre

On voit que chaque processus de vaporisation –condensation correspond à un palier horizontal ou ce que l'on appelle un plateau théorique. un plateau théorique est donc un élément d'échange pour lequel le liquide est en équilibre avec la vapeur qui l'émet ainsi l'on constate que pour passer de la teneur X_0 à X_4 il faut 4 plateaux théoriques.

II.3 Situation de dééthaniseur dans le train :

La colonne de dééthaniseur n'a aucun rapport avec le chemin d'écoulement d'alimentation en gaz naturel. Cependant, la colonne fait partie du système de fractionnement et est placée en aval de la colonne de déméthaniseur et en amont de la colonne de dépropaniseur .

II.3.1 Les principaux équipements dans le système de dééthaniseur :

- X08-F-07.31 La colonne de Dééthaniseur
- X08-G-07.34 Le Balan de reflux
- X08-G-07.36 Le séparateur de propane
- X08-J-07.35/40 La pompe de reflux
- X08-E-07.32 Le condenseur de tête
- X08-E-07.33 Le rebouilleur

II.3.2 Le rôle de la colonne de Dééthaniseur

Le rôle de la colonne de Dééthaniseur est de séparer l'éthane (extraction) des composés plus lourds pour qu'il soit utilisé dans d'autres parties de l'usine

II.3.3 Le circuit de Dééthaniseur

Le flux d'hydrocarbures lourds issu du fond de la colonne de déméthaniseur alimente le dixième plateau de la colonne de Dééthaniseur F-07.31 cette colonne fonctionne à une pression d'environ de 20 bars effectifs.

Dans cette colonne l'éthane composant léger se sépare du flux d'hydrocarbures lourds d'alimentation et monte au sommet de la colonne à contre-courant de reflux d'éthane qui descend en cascade d'un plateau à l'autre de la colonne Dééthaniseur

Les vapeurs de tête de la colonne sont condensées en totalité dans le condenseur du Dééthaniseur E07.32 par du réfrigérant au propane et se rassemblent dans le ballon de reflux de Dééthaniseur G07.34

Le liquide issue du ballon de reflux est séparé en deux flux l'un est renvoyé par pompage au Dééthaniseur sous régulation de débit comme liquide de reflux tandis que l'autre est distribue a la tour de lavage a l'échangeur principale et au stockage d'éthane ce dernier flux quitte le ballon de reflux du Dééthaniseur et il est refroidi a -33 C dans le sous refroidisseur des retours d'éthane E-07.39

La pression de la colonne du Dééthaniseur est réglée en renvoyant les vapeurs du ballon de reflux dans le réseau de gaz combustible il est aussi prévu d'envoyer les vapeur de tête quand il y a une production d'éthane en excès dans l'usine cette dernière solution n'est pas recommander pour des raisons économiques

Une partie du liquide du fond de la colonne du Dééthaniseur entre dans le rebouilleur du Dééthaniseur E 733 ou elle se vaporise. les vapeurs issues du rebouilleur retournent a la colonne du Dééthaniseur au dessous du dernier plateau inferieur ou vingt sixième plateau la vapeur produite dans le rebouilleur s'élève dans la colonne pour séparer efficacement l'éthane du liquide qui s'écoule dans les plateaux de la colonne est essentiellement débarrassé d'éthane. tandis que le reste du liquide du fond de la colonne est envoyé dans la colonne du dépropaniseur par une vanne de régulation de niveau.

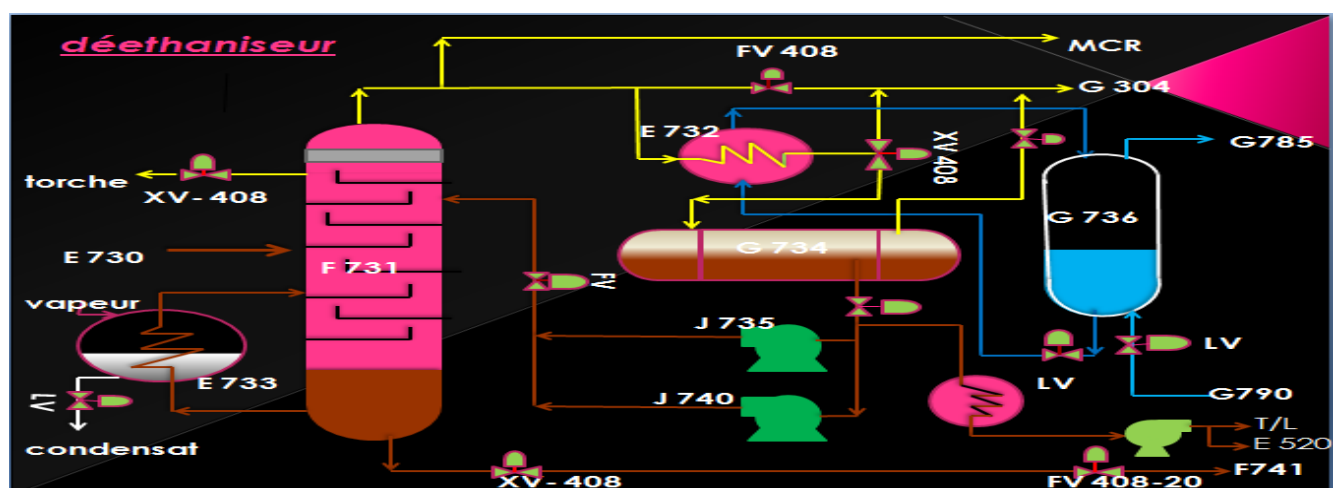


Fig-I-4 Circuit de dééthanisation

II.4 Description/Caractéristiques Techniques et les Paramètres De Fonctionnement :

La colonne du Dééthaniseur F -07.31 fonctionne essentiellement a 100 de sa capacité nominale les paramètres de fonctionnement de la section de dééthanisation de la section de fractionnement sont donnes ci –après

II.4.1 Paramètre de fonctionnement de Dééthaniseur

Les débits massiques :

Débit en Kg/h	Cas d'alimentation légère	Cas d'alimentation lourd
Alimentation de Dééthaniseur	14500	18500
Reflux	10500	8610
Produit de fond envoyé au DC3	12750	16200
Éthane vers la tour de lavage	585	Rien
L'alimentation de gaz	830	1600
Vapeur alimentant le rebouilleur	2850	2950

La pression :

Pression en bars effectifs	Cas d'alimentation légère	Cas d'alimentation lourd
Fond de colonne	20	20
Sommet de colonne	19,3	19,3
Ballon de reflux	19	19
Vapeur	3,45	3,45

La température :

Température en C	Cas d'alimentation légère	Cas d'alimentation lourd
Alimentation	38	38
Sommet de la colonne	0	-2
Plateau n 25	88	93
Fond de la colonne	101	103
Reflux	-5	-9

L'Alimentation de la colonne du Dééthaniseur:

Cas d'alimentation légère	Cas d'alimentation lourd	
Composante	Pourcentage molaire	Pourcentage molaire
Méthane	0,055	0,340
Ethane	18,773	20,675
Propane	25,578	25,304
i-butane	12,404	12,124

n-butane	30,124	23,416
i-Pentane	3,580	4,672
n-Pentane	4,282	5,898
C6+	5,201	7,271
Total	100	100
Taux d'alimentation en kg/h	14450	18500
Température de l'alimentation	38	38

La colonne du Dééthaneur

	Sommet	Fond
Dimension	0,9m × 5,9m	1,4m × 15,1m
Plateau	à clapets	à clapets
Nombre	9	9
Pourcentage de diversement	59%	61%

Le Condenseur de tête du Dééthaneur

Données	Cote froid	Cote chaud
perte de charge	0,07	0,28
Débit	29033kg /h	10869kg/h
pression de marche	0,23	19,3
Fluide	propane	Hydrocarbure
Surface	181	

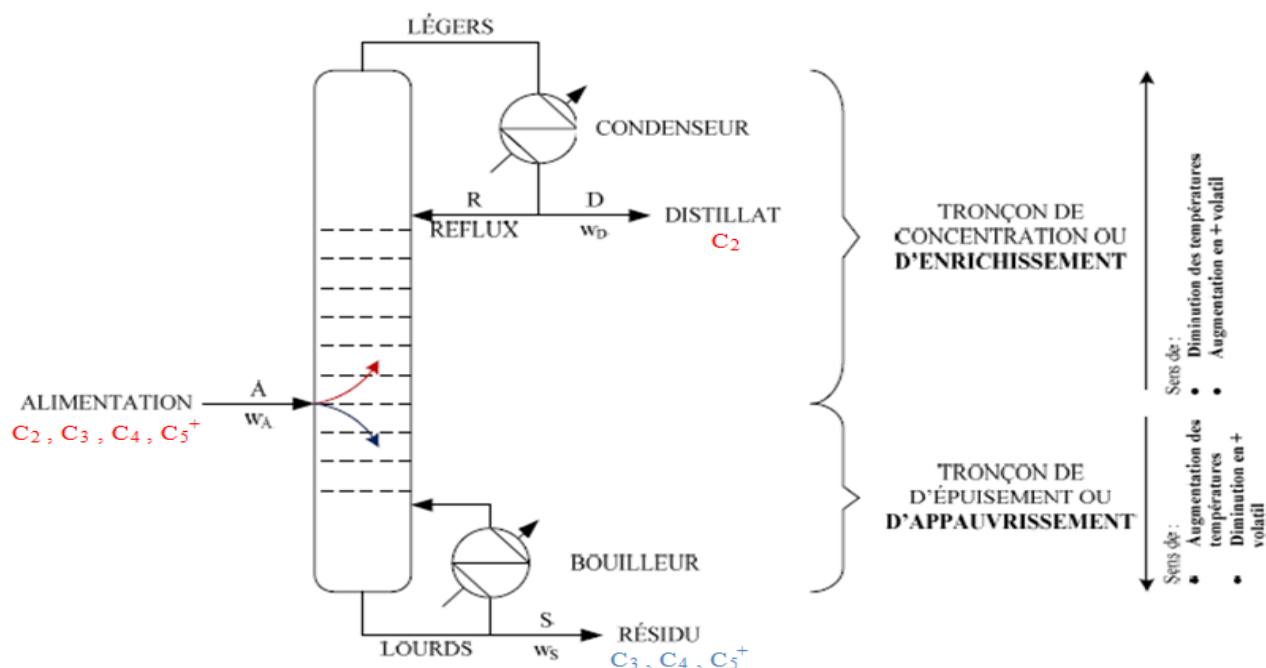
La Pompe de reflux de Dééthaneur

Constructeur	Union
Matériau	Acier au chrome
Type	Verticale en ligne
Paliers	Inclus dans le moteur
Pression de la pompe	2,11 a l'aspiration, 53,7a refoulement
Lubrifiant	Dans le moteur
Vitesse	2900tour/mm
Débit	26,2m ³ /h

Le rebouilleur du déethaniseur

Donnees	Calandre	Tubes
Materiaux	au acier en carbon	au acier au carbon
Dimension	0,62m de diametre	252 – 2,5 cm ×3m
Perte de charge	0,34bar	0,1bar
Nombre de passage	1	1
Volume	entrer - sortir	entrer - sortir
Temperature	150-145	102 C - 108 C
Pression	3,45bar	20bar
Fluide	Vapeur	Hydrocarbure

II.4.2 Bilan de matières et les titres



Utilisation et la qualité des produits

La vapeur de tête de la colonne de Déethaniseur est riche en éthane. Une partie de cette vapeur est acheminée, par l'intermédiaire d'un contrôle de flux pour le mélangeur de gaz combustible Vaporiser X02-U-304. Une autre partie est acheminée en tant que composante pour le système de réfrigération MCR. La partie restante est totalement condensée dans le condenseur déethaniseur. La plupart du liquide condensé est utilisé comme reflux et est retourné vers le haut de la colonne

déethaniseur. Une petite partie de ce liquide est acheminé, au besoin, à l'éthane retours sous-refroidisseur X10-E-07.39 et qui est ensuite injecté dans le gaz d'alimentation à l'entrée de l'échangeur principal pour PCS chauffage amélioration de la valeur PCS.

Le produit du fond de La colonne dééthaniseur qui est riche en propane et d'hydrocarbures plus lourds est acheminé vers la colonne de dépropaniseur pour un traitement ultérieur. Sa composition dépend de la composition du gaz d'alimentation pénétrant dans le train. Toutefois, au cours des opérations normales, la composition est plus susceptible d'être à un certain moment entre les deux compositions possibles ci-dessous:

La composition du produit de fond de la colonne

Les Composants	La Formule	Cas d alimentation légère	Cas d alimentation lourde
		Mole %	Mole %
Methane	CH ₄	0.00	0.00
Ethane	C ₂ H ₆	0.08	0.08
Propane	C ₃ H ₈	30.45	33.16
Iso-Butane	iC ₄ H ₁₀	14.46	16.08
Normal Butane	nC ₄ H ₁₀	32.98	27.40
Iso-Pentane	iC ₅ H ₁₂	10.91	7.23
Normal Pentane	nC ₅ H ₁₂	11.12	7.39
Hexanes and Heavier	C ₆₊	0.00	8.66
Total		100.00	100.00

II.5 La régulation :

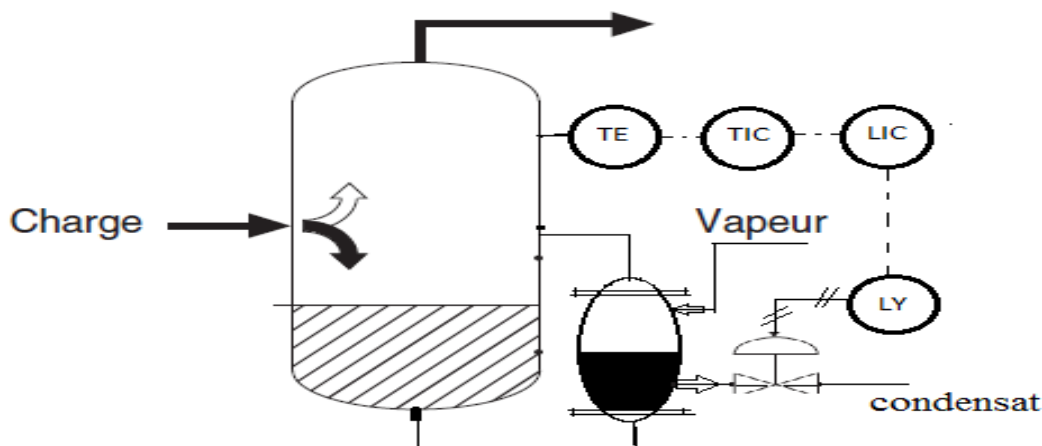
Les boucles de contrôle DCS qui sont associées dans le système dééthaniseur:

1. la boucle de régulation de la Pression: régule le débit de vapeur.

2. la boucle de régulation de la Température: régule le taux de bouilleur, et
3. la boucle de régulation du Niveau: régule le débit liquide.
4. la boucle de régulation de Débit de reflux : régule le débit de reflux vers la colonne

II.5.1 La boucle de Régulation de la température

Le TIC X705 situé dans la salle de contrôle, capte la température sur le seizième plateau de la colonne et réagit sur FICX705 situé aussi dans la salle de contrôle, pour régler la quantité de vapeur à 3,45 bars allant vers le rebouilleur de la colonne de type chaudières



II.5.2 La boucle de régulation de la pression

La régulation de pression est réalisée en maintenant 29,3 bars effectifs dans le ballon de reflux du déméthaniseur G724 grâce au régulateur de pression PIC-X703 qui régule la pression dans le ballon de reflux en même temps que celle de la colonne la régulation de pression se fait par évacuation de la phase vapeur non condensée dans le ballon de reflux la PV doit opérer sur une plage limite pour éviter les accroupis qui traduiront par des variations de pression sur le DC2 et cela perturbera le reste du fractionnement le régulateur de pression laisse échapper les vapeurs non condensées vers le réseau de gaz combustible de plus un flux de méthane peut être envoyé vers le réseau de réfrigérant mixte au moyen du régulateur de débit FIC-X704 situé aussi dans la salle de contrôle

II.5.3 La boucle de Régulation du niveau

La régulation dans la colonne

Elle est réalisée par le LIC en cascade avec le FIC

La régulation dans le ballon de reflux

LICX 717 situé dans la salle de contrôle règle le niveau dans le ballon de reflux du déméthaniseur, en réglant la quantité de réfrigérant qui traverse le condenseur des produits de tête ainsi si le niveau diminue alors la quantité de réfrigérant allant vers le condenseur de produits de tête

Ceci réduit la qualité de produits de tête condensés, ce qui à son tour abaisse le niveau dans le ballon de reflux LAL-X717 et LAH-X717 donnent l'alarme dans la salle de contrôle si le niveau dans le ballon de reflux tombe en dessous ou s'élève au dessus des points de consigne prédéterminés.

II.5.4 La boucle de Régulation du débit de reflux

Le débit de reflux

FICX713, situé dans la salle de contrôle du process, règle le taux de reflux- FRX713 enregistre le débit du reflux dans la salle de contrôle .FALX713 donne l'alarme dans la salle de contrôle si le taux de reflux tombe en dessous d'un certain point de consigne.

Le débit de la charge

Le débit est contrôlé par FIC-X07-15 dans le système de Démethaniser et non via n'importe quel contrôleur dans le système dééthaniseur.

II.6 La responsabilité principale de l'opérateur

La responsabilité principale de l'opérateur de salle DCS ce qui concerne au Fonctionnement de la section de dééthaniseur est de maintenir la qualité des produits quittant cette section, ainsi que la sécurité générale de la section. Ceci est normalement accompli par les contrôles automatiques, mais l'opérateur nécessite de contrôler les variables de processus et d'intervenir si nécessaire:

- Lorsque des changements se produisent qui amènerait les qualités de leurs produits varient en dehors de la plage autorisée.
- Une compréhension du processus est nécessaire pour permettre à l'opérateur d'anticiper les changements d'exploitation nécessaires en raison de changements dans les variables de processus et d'éviter ainsi la production de produits hors spécifications.

L'opérateur est confronté à trois types de variables de processus:

1. les Variables observables: pression, température, niveau, débit et la composition des flux.
2. les Variable interne à cet article: Ces variables sont tributaires des modes spéciaux ou suppléants au sein du système par exemple le réfrigérant Propane de refroidissement et le débit de reflux reflux.
3. les Variables externes à cet article: Ces variables sont indépendantes de la volonté de l'opérateur, par exemple, température ambiante, etc.

Problématique

Avant d'aborder cette étude, il est utile de revenir sur la problématique du sujet et de cibler les résultats escomptés, sur la base de l'évolution de la composition de la charge actuelle en sélectionnant le point idéal du soutirage de la charge permettant une récupération optimale d'éthane. Pour cela, nous allons établir des bilans de matière sur l'éthane au niveau de la charge d'entrée GN, de l'alimentation de la tour de lavage (F-711), du déethaniseur (DC2) ainsi que du GNL.

Sachant qu'une quantité appréciable d'éthane est présente dans le GN, notre étude consiste à voir la possibilité de sa récupération et à la détermination du point d'extraction optimum au niveau du complexe GL1/Z, tout en garantissant les quantités nécessaires pour la réalisation du vapocraquage ainsi que la qualité du GNL produite après l'opération d'extraction de l'éthane.

III.1. Recherche du point optimum de soutirage au niveau du procédé actuel

Des paramètres techniques sont imposés par le fournisseur de SONATRACH, en l'occurrence la société TOTAL. Ci-après les exigences en question résumées dans le tableau I.1.

Tableau I.1. Exigences du procédé d'extraction

Paramètre	Valeur
Débit minimum à extraire de C2	700 000 T/ans minimum
Pureté de l'extraction	96 – 98%
PCS GNL (Valeur process)	10.4 Th / Nm ³

Et pour cela nous allons suivre l'évolution de l'éthane dans le procédé, du GN jusqu'à sa transformation d'état (GNL) en passant par son traitement, afin de déterminer notre point optimale de soutirage.

III.2 Calcul Du Débit De L'éthane

III.2.1 Calcul du Débit d'éthane dans la charge d'alimentation GN (T=40°C et P=40 bars)

Le tableau ci-dessous présente la composition de la charge du gaz naturelle.

Tableau III- 2 Composition de la charge GN actuelle et celle du design

Composants	Charge actuelle (% molaire)	Débits partiels (Kmole /h)
N ₂	5.54	632.88
He	0.18	20.56
C ₁	83.56	9545.89
C₂	7.59	867.08
CO ₂	0.19	21.70
C ₃	1.99	227.33
iC ₄	0.29	33.12
nC ₄	0.43	49.12
iC ₅	0.09	10.28
nC ₅	0.10	11.42
C ₆ ⁺	0.04	4.56
Total	100	11424

L'examen du tableau III-2 montre que la charge actuelle se situe dans la fourchette permise par le design.

III.2.2 Conversion du débit du gaz d'alimentation Q_{GNen} (Kmole /h)

Tout d'abord, il est indispensable de convertir le débit de GN en Kmole/h et en kg/h et calculer la quantité d'éthane présente successivement dans la charge GN, la tour de lavage, le dééthaniseur ainsi que dans le GNL. La conversion en débit molaire et massique s'écrit comme suit :

$$Q_{GN} \text{ (Kmole /h)} = Q_{GN} \text{ (Nm}^3\text{/h)} / V_m \text{ (Nm}^3\text{/Kmole)} \quad \text{(III.1)}$$

Le débit de gaz naturel qui alimente le train est mesuré en Nm³/h.

Avec :

Q_{GN} :débit d'alimentation du gaz naturel (Nm³/h).

V_m : volume molaire du gaz naturel (Nm³/Kmole) à 0°C et 1.013 bars

$$V/n = RT/P = 8.31 \times 273 / 1.013 \times 10^5 = 22.39 \text{ Nm}^3\text{/Kmole} \quad \text{(III.2)}$$

Le débit réel moyen du GN à l'entrée d'un train de production est estimé comme suit :

$$Q_{GN} = 255800 \text{ Nm}^3\text{/h}$$

$$V_m = 22.39 \text{ (Nm}^3\text{/K mole)}$$

En remplaçant dans l'équation (III.1), la valeur de Q_{GN} devient :

$$Q_{GN} = 255800 \text{ (Nm}^3\text{/h)} / 22.39 \text{ (Nm}^3\text{/K mole)} = 11424 \text{ (K mole /h)}$$

$$Q_{GN} = 11424 \text{ (K mole /h)}$$

$$Q_{C2/GN} = 11424 \times 0.0759 = 867 \text{ (K mole/h)}$$

$$Q_{C2/GN} = 867 \text{ (K mole /h)}$$

Débit massique :

$$m_{C2} = Q_{GN} \cdot y_{C2} \cdot M_{C2}$$

$$m_{C2} = 11424 \times 0.0759 \times 30$$

$$m_{C2} = 26012.44 \text{ Kg/hr} \quad \text{soit} \quad 26 \text{ T/hr}$$

$$m_{C2} = 26 \text{ T/h}$$

III.2.3 Calcul du débit de l'éthane dans alimentation de la tour de lavage

Un simple bilan de matière permet de calculer le débit de la tour de lavage comme suit :

$$Q_{TL} = Q_{GN} - Q_{CO2} \quad \text{(III.2)}$$

La quantité de CO₂ extraite pendant le traitement du gaz naturel est :

$$Q_{CO2} = y_{CO2} \cdot Q_{GN}$$

$$Q_{CO2} = 0.0019 \cdot 11424 = 21.7 \text{ K mole/hr}$$

$$Q_{CO2} = 21.7 \text{ K mole/h}$$

Le débit d'alimentation Q_{TL} de la tour de lavage est égal à :

$$Q_{TL} = Q_{GN} - Q_{CO2}$$

D'où :

$$Q_{TL} = 11424 - 21.7$$

$$Q_{TL} = 11402 \text{ K mole/h}$$

Les débits partiels ainsi que la composition de l'alimentation de la tour de lavage sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau III-3 Débits partiels et composition de l'alimentation de la tour de lavage
(T=- 26°C et P=39 bars)

Constituants	Débit molaire partiel (Kmole /h)	Composition actuelle
N ₂	631.7	5.54
He	20.52	0.18
C ₁	9592.50	84.13
C₂	818.66	7.18
C ₃	226.9	1.99
iC ₄	34.20	0.30
nC ₄	51.31	0.45
iC ₅	11.16	0.09
nC ₅	11.4	0.10
C ₆ ⁺	4.5	0.04
Total	11402	100

La composition de la charge actuelle a été donnée au niveau du laboratoire par analyse d'échantillon

$$m_{C2/TL} = 818.66 \text{ kmole/hr} \times 30 \text{ kg/Kmole} = 24560 \text{ kg/h}$$

$m_{C2/TL} = 24.56T/h$
--

III.2.4 Calcul du débit d'éthane dans l'alimentation de dééthaniseur (T=40°C et P=30 bars)

Le tableau ci-après résume les différents constituants rentrant dans le dééthaniseur pondérés à leurs débits et fractions molaires :

Tableau III-4 Débits partiels et composition de l'alimentation du dééthaniseur

Constituants	Débits partiels (K mole /h)	Composition Actuelle % molaire
N ₂	0	0
He	0	0
C ₁	0.72	0.35
C₂	46.81	22.5
C ₃	54.25	26.08
Ic ₄	25.60	12.30
nC ₄	43.60	20.96
iC ₅	11.50	5.53
nC ₅	11.56	5.56
C ₆ ⁺	13.80	6.63
Total	208.05	100

Nous avons le débit d'entre de la charge d'alimentation de la dééthaniseur qui est de:

$$Q_{C_2} = 208.05 \text{ K mole/hr}$$

$$m_{C_2/DC_2} = 46.81 \text{ K mole/h} \times 30 \text{ kg/K mole} = 1404.3 \text{ kg/h}$$

$m_{C_2/DC_2} = 1.40 \text{ T/h}$

III.2.5 Calcul du débit de l'éthane dans le gaz naturel liquéfié GNL

Le tableau ci-après donne la composition du GNL produit et celle du design pour une charge d'alimentation lourde et légère.

Tableau III-5 : Composition du GNL produit actuellement et celle du design(T=- 162°C et P=0.3 bars)

Composants	Charge actuelle (% molaire)	Débits partiels (Kmole /h)
N ₂	1.147	123.55
He	0.00	0
C ₁	88	9479.14
C₂	7.5	807.88
C ₃	2.011	216.62
iC ₄	0.295	31.77
nC ₄	0.410	44.16
iC ₅	0.00	0
nC ₅	0.00	0
Total	100	10771.75

Il est à constater que la composition du GNL actuellement produit se situe dans la fourchette permise par le design. Nous avons le débit de GNL acheminé vers les bacs de stockage estimé à: **10771.75 Kmole/hr**

$$m_{C_2} = Q_{GNL} \cdot y_i \cdot M_i$$

$$m_{C_2} = 10771.75 \times 0.075 \times 30 = 24236.43 \text{ kg/h}$$

$m_{C_2} = 24.23 \text{ T/hr}$

Nous récapitulons nos résultats dans le tableau suivant :

Tableau III-6 Résultats récapitulatif

	Gaz d'alimentation	Alimentation Tour de Lavage	Alimentation Dééthaniseur	Produit GNL
Débit massique T/hr	26	24.56	1.40	24.23
Production annuelle pour les 06 trains T/ans	1366560	1290873	73584	1273529

Au vue de ces résultats nous remarquons qu'il y a une quantité importante d'éthane à extraire, mais nous sommes conditionnés par le bon fonctionnement du GNL, qualité et quantité, et d'assurer la charge nécessaire exigé par le maître d'œuvre TOTAL qui est

d'environ **700 000 T/ans** au minimum. Le point de soutirage optimum sera en fonction de ces conditions et pour cela nous citons les avantages et les inconvénients de chaque point dans le tableau suivant :

Tableau III-7 Points de soutirage : avantages et inconvénients

Extraction de C2	Avantages	Inconvénients
A partir du GN	-Quantité suffisante	-Gaz non traité -Gaz chaud a40°C -Nécessité des équipements supplémentaires (Echangeurs) -Diminution du PCS
A partir de la tour de lavage	- Quantité suffisante -Gaz traité (GNT) -Température du service (-30°C) -Pas nécessité des équipements supplémentaires	-Diminution du PCS
A partir du dééthaniseur	-Gaz traité (GNT)	-Quantité insuffisante
A partir du GNL	-Quantité suffisante -Gaz traité (GNT)	-Très basse température - 162°C -Nécessité des équipements supplémentaires (Echangeurs) --Diminution du PCS

Il est clair qu'on peut situer notre meilleur point de soutirage, qui sera la tour de lavage, malgré la diminution de PCS. Celui-ci peut être compensé par l'injection de C4 au niveau de l'échangeur principale. Il faut rappeler que la tour de lavage joue un rôle primordial dans le procédé de liquéfaction où elle est conçue pour séparer les légères C1 et C2 des fractions lourdes C4 et C5+ ; surtout ce dernier qui se solidifie à de basses températures. En conséquence, l'éthane sera récupéré en tête de colonne comme le montre la figure ci-après.

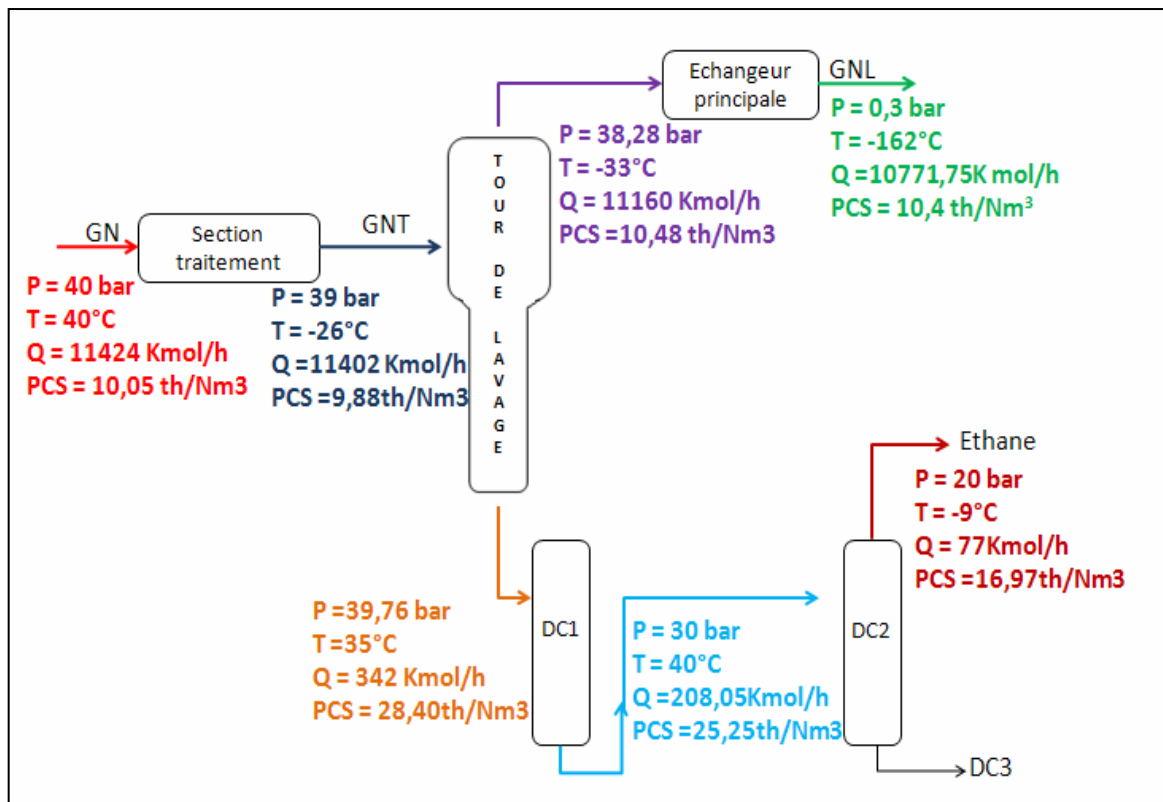


Fig. III.1 Schéma synoptique de procédé de liquéfaction

III.3. Simulation

Une simulation est une reconstitution assistée par ordinateur d'une ou de plusieurs opérations effectuées sur le champ réel par un équipement déterminé. La simulation est l'utilisation d'un modèle ou d'un ensemble de modèles mathématiques pour représenter le comportement d'un système, un procédé par exemple, elle fournit un bon aperçu du comportement d'un système réel.

La modélisation d'un système physique repose sur la connaissance des propriétés thermodynamiques de transfert et des équilibres entre phases.

Le choix du modèle thermodynamique est principalement dicté par le souci de rigueur, de fiabilité et de validité dans le domaine opératoire du cas design.

III.3.1 Modèle mathématique

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement d'un système. Les équations sont issues des bilans de conservation de masse et d'énergie.

III.3.2 Choix et validation du modèle thermodynamique

Le travail de la simulation commence par le choix du modèle thermodynamique convenable à notre système, et qui assure le minimum d'écart de résultats par rapport aux données du design. Une équation d'état d'un corps pur est une relation mathématique qui relie la température T, la pression P et le volume molaire V. La plus simple est l'équation d'état d'un gaz parfait pur :

$$PV = nRT \quad (\text{III.3})$$

Pour se rapprocher davantage de la réalité, Van der Waals a proposé pour la première fois une équation d'état, capable de représenter les propriétés d'un fluide, liquide et gaz dans la totalité du domaine (P, V, T), incluant l'équilibre liquide-vapeur, il s'agit de l'équation d'état suivante :

$$P(V, T) = \frac{R^*T}{V-B} - \frac{a}{V^2} \quad (\text{III.4})$$

Pour les applications de raffinage du pétrole, de traitement de gaz et de pétrochimie, l'équation d'état de Peng Robinson (PR) est généralement le modèle recommandé. Les améliorations apportées par HYPROTECH pour cette équation d'état lui permettent d'être relativement exacte pour une variété de système sur un large domaine de conditions, elle résout rigoureusement tous les systèmes composés d'une seule phase, bi-phasiques ou un système à trois phases avec un haut degré d'efficacité et de précision.

III.3.3 Simulateur

Le simulateur est un ensemble de modèles mathématiques décrivant des opérations unitaires, ou des équipements (ballons, colonnes de distillation, vannes, réacteurs etc..).

Ces opérations sont connectées dans un schéma de procédés (PFD) par les courants d'information générée dans ces opérations (4).

L'utilisation de la simulation peut se faire dans les domaines suivants:

- ✓ Engineering ;
- ✓ Etablissement des bilans matière et d'énergie d'un procédé industriel ;
- ✓ Dimensionnement des équipements ;
- ✓ Dans le suivi des procédés ;
- ✓ Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changements de composition de l'alimentation ;
- ✓ Détermination de la performance des équipements.

III.3.4 Présentation du logiciel de simulation HYSYS

C'est un programme informatique utilisé pour la simulation des procédés (4) :

- ✓ A l'état stationnaire ;
- ✓ A l'état dynamique.

Développement pour la simulation :

- ✓ Des procédés de l'industrie de gaz ;
- ✓ Des procédés de raffinage et de la pétrochimie.

III.3.5 Fonctionnement de HYSYS

- ✓ L'utilisateur doit choisir un modèle thermodynamique et ses constituants ;
- ✓ Il doit établir le schéma de procédés (PFD) ;
- ✓ Il doit aussi spécifier les paramètres nécessaires de chaque opération ;
- ✓ HYSYS résout le schéma de procédés ;
- ✓ Les résultats seront des bilans de matière et d'énergie ;
- ✓ Il peut aussi dimensionner des équipements.

III.3.6 Description du procédé de déethanisation

Notre point de soutirage se situe au niveau de la tête de la tour de lavage avec la composition suivante :

Tableau III-8 Composition en tête de tour de lavage

He	N2	C1	C2	C3	iC4	Nc4	iC5	Nc5
0.00	2.308	87.803	7.18	2.011	0.295	0.410	0.00	0.00

La composition de la charge d'alimentation du procédé contient un taux élevé de C1 et C2 d'où l'installation de deux nouvelles colonnes, un déméthaniseur et un dééthaniseur. Le produit de tête de la DC1 est le produit qui va vers la liquéfaction (GNL), le fond de colonne alimentera le dééthaniseur pour distiller l'éthane et au fond de la DC2 on récupère le GPL.

III.3.7 Spécification des courants pour la simulation des colonnes

La clef légère et la clef lourde de chaque colonne sont spécifiées dans le tableau ci-dessous :

Tableau III-9 Spécification des courants dans les colonnes

	Colonne déméthaniseur	Colonne dééthaniseur
Fraction molaire de la clef légère dans le résidu	C1 = 0.005	C2 = 0.02
Fraction molaire de la clé lourde dans le distillat	C2 = 0.04	C3 = 0.01
Pression dans le rebouilleur	38.10 bars	30.44 bars
Pression dans le condenseur	37.48 bars	30.28 bars

Pour ce qui suit pour la simulation, trois cas vont être utilisés :

- A. 1^{er} cas : débit entrant en tête de la tour de lavage-design : 11160 Kmole/hr
- B. 2^{ème} cas : débit entrant en tête de la tour de lavage à 110%-design : 12276 Kmole/hr
- C. 3^{ème} cas: débit réel entrant en tête de la tour de lavage : 10816 Kmole/hr

Le Flowshit de l'installation tracé par Hysys est présenté sur la figure suivante :

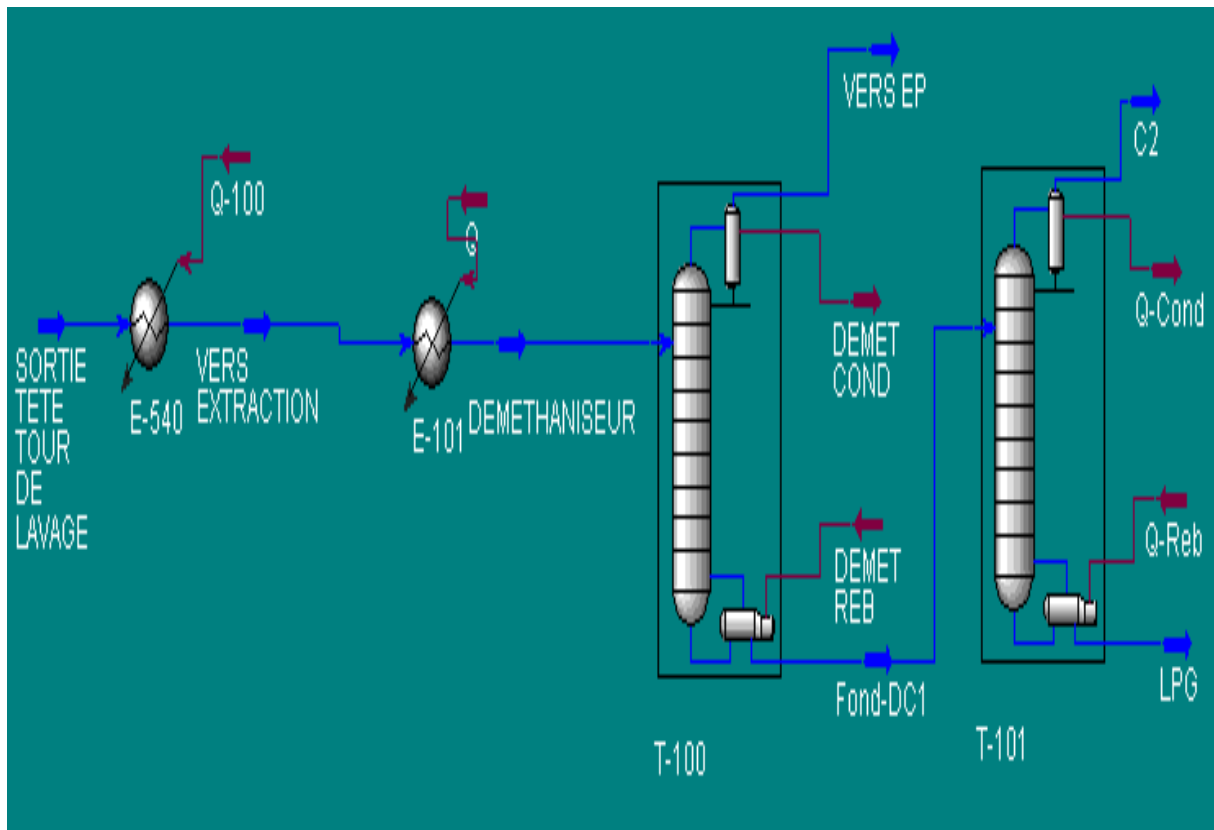


Fig.III.3. Flowshit de la simulation de la nouvelle unité de récupération de l'éthane

Les résultats de la simulation en question donnent les résultats résumés comme suit :

Tableau III-10 Résultats de la simulation

	DC1	DC2
Hauteur de la colonne (m)	12	19
Nombre de plateaux	28	36
Plateau d'alimentation optimal	3 ^{ème} plateau	18 ^{ème} plateau
Q _{min} rebouilleur (kj/hr)	1,71 10 ⁷	1,18 10 ⁷
Q _{min} condenseur (kj/hr)	2,10 10 ⁷	7,00 10 ⁶

Les paramètres obtenus sont conformes à ceux présents réellement dans l'usine de liquéfaction.

1^{er} cas : débit entrant en tête de la tour de lavage-design : 11160 Kmole/hr

Les calculs et les simulations réalisés ultérieurement ont été effectués sur la base des recommandations du département finance. Il serait intéressant de reprendre la même démarche pour le cas du débit nominal encore appelé débit en industrie. Les résultats du bilan de matière sur les équipements DC1 et DC2 sont récapitulés dans les tableaux suivants :

Tableau III-10

% Mole	Alimentation	GNT vers EP	Résidu vers DC2
C1	87.803	94.75	0.5
C2	7.18	3.99	62.75
C3	2.011	0.00	27.18
IC4	0.295	0.00	4
NC4	0.410	0.00	5.55
He	0.00	0.00	0.00
N2	2.308	1.24	0.00
Débit (Kmole/hr)	11160	10340	823

Tableau III-11

Molaire (%)	Résidu vers DC2	ETHANE	GPL
C1	0.5	0.7	0.00
C2	62.75	97.22	0.5
C3	27.18	2.00	72.68
IC4	4	0.00	11.22
NC4	5.55	0.00	15.59
He	0.00	0.00	0.00
N2	0.00	0.00	0.00
Débit (Kmole/hr)	823	530	293

- **Calcul de la quantité de l'éthane extraite**

La quantité d'éthane extrait au niveau du nouveau dééthaniseur est égale à :

$$Q_{c2} = 530 \text{ Kmole/h} * 0.9722 = 515 \text{ Kmole/hr}$$

$$Q_{c2} = 515 \text{ Kmole/hr}$$

$$C2 \text{ (extrait)} = q_{te} C2 \text{ obtenue } DC2 / q_{te} \text{ du } C2 \text{ (charge d'alimentation)}$$

$$C2 \text{ (extrait)} = 530 \text{ (Kmole/h)} * 0.9722 / 11160 \text{ (Kmole/h)} * 0.0718 =$$

$$\% C_{2 \text{ (extrait)}} = 64\%$$

- **Calcul de la quantité de GNT perdu**

Quantité de GNT perdu = qte GNT (actuel) – qte GNT après extraction du C2

$$\text{Quantité de GNT perdu} = 11160 \text{ kmole/h} - 10340 = 820 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{QTE GNT perdu} = 820 \text{ Kmole/hr}$$

$$\% \text{ GNT perdu} = 11160 - 10340 / 11160 = 0.0734$$

$$\% \text{ GNT perdu} = 7.34\%$$

- **Calcul du pouvoir calorifique supérieur (PCS) de GNT**

Nous pouvons calculer le PCS du GNT par la formule suivante :

$$PCS_t = \sum PCS_i * Y_i = 9.530 * 0.94 + 16.860 * 0.04$$

$$PCS_t = 9.632 \text{ TH/Nm}^3$$

Nous remarquons que PCS du GNT obtenu n'est dans les tolérances admises d'où la nécessité d'injecter le C4 pour améliorer le PCS du GNT jusqu' à 10.40 TH/Nm³

- **Calcul de la quantité de C4 a injecté**

$$\text{Nous avons un écart de : } 10.40 - 9.632 = 0.767 \text{ TH/Nm}^3$$

$$PCS_t = \sum PCS_i * Y_i + Y_{c4} * 31.570 = 10.4 \text{ TH/Nm}^3$$

$$\text{On aura } Y_{c4} * 31.570 = 0.767$$

$$Y_{c4 \text{ (min)}} = 0.024$$

III-4 Récapitulation des résultats des 3 cas

Le même algorithme de calcul a été appliqué pour le 3 cas de débit. Les résultats sont récapitulés comme suit :

Tableau III-12 Récapitulatif des résultats

Charge	% C2 extrait	Quantité C2T/ans pour les six trains	Quantité du GNT perdu Kmole/hr/train	%GNT Perdu	%C4 à injecter
100% design	64	812052	820	7.3	2.4
110% design	64	892468	906	7.3	2.4
Réel (96%)	64	785246	796	7.3	2.4

Une spécification de 0.04 fraction de clé lourde de C2 dans le déméthaniseur, il y a une différence entre le cas design et le réel au niveau de l'extraction de C2. Ceci est probablement dû à la différence de débit de la charge d'alimentation du procédé ce qui influe aussi sur le taux de perte de GN traité. Dans ce qui suit, nous allons faire varier la fraction lourde C2 de la première colonne déméthaniseur avec un débit de 100% design et voir son influence sur la quantité récupérée.

III.5 Variation de la fraction molaire C2 en tête du déméthaniseur (cas 100% design)

Les résultats de la simulation pour le cas 100% design sont récapitulés comme suit :

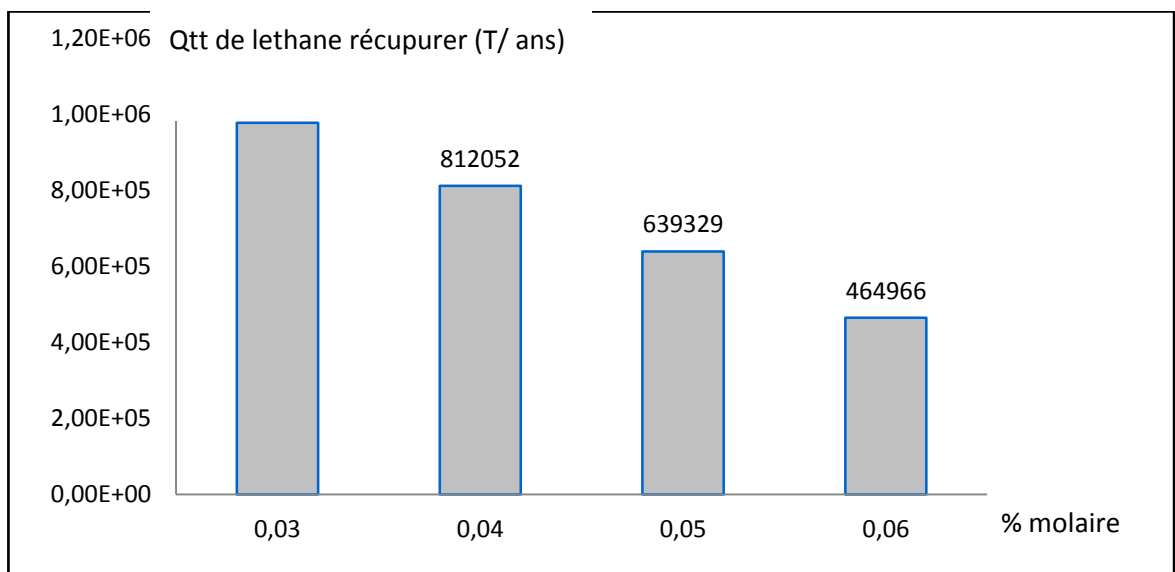


Fig. III.2 Variation de la quantité de l'éthane récupéré en fonction de la fraction molaire déméthaniseur

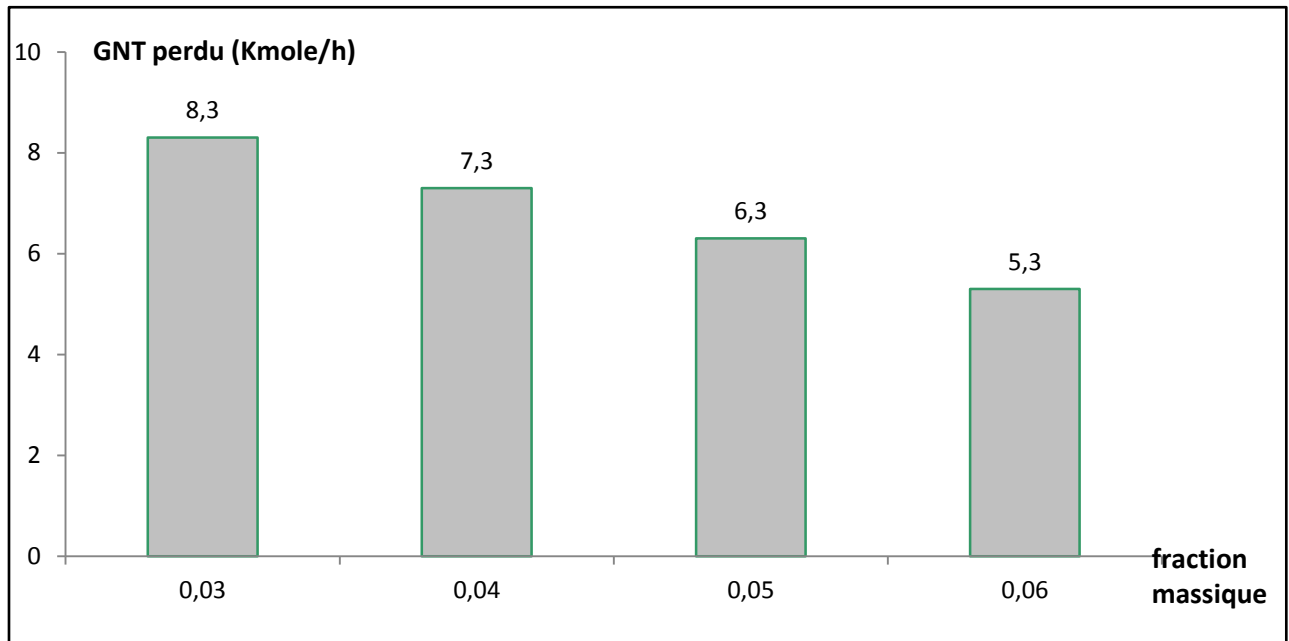


Fig. III.3 Variation du pourcentage de GNT perdu en fonction de la fraction molaire déméthaniseur

Nous remarquons que plus on augmente le pourcentage de C2 dans la colonne déméthaniseur et plus la quantité d'éthane récupéré diminue et par conséquent le pourcentage de GN traité perdu diminue jusqu'à 4% en quantité voulue.

Après calcul notre station de récupération devient optimale selon le Flowshit suivant :

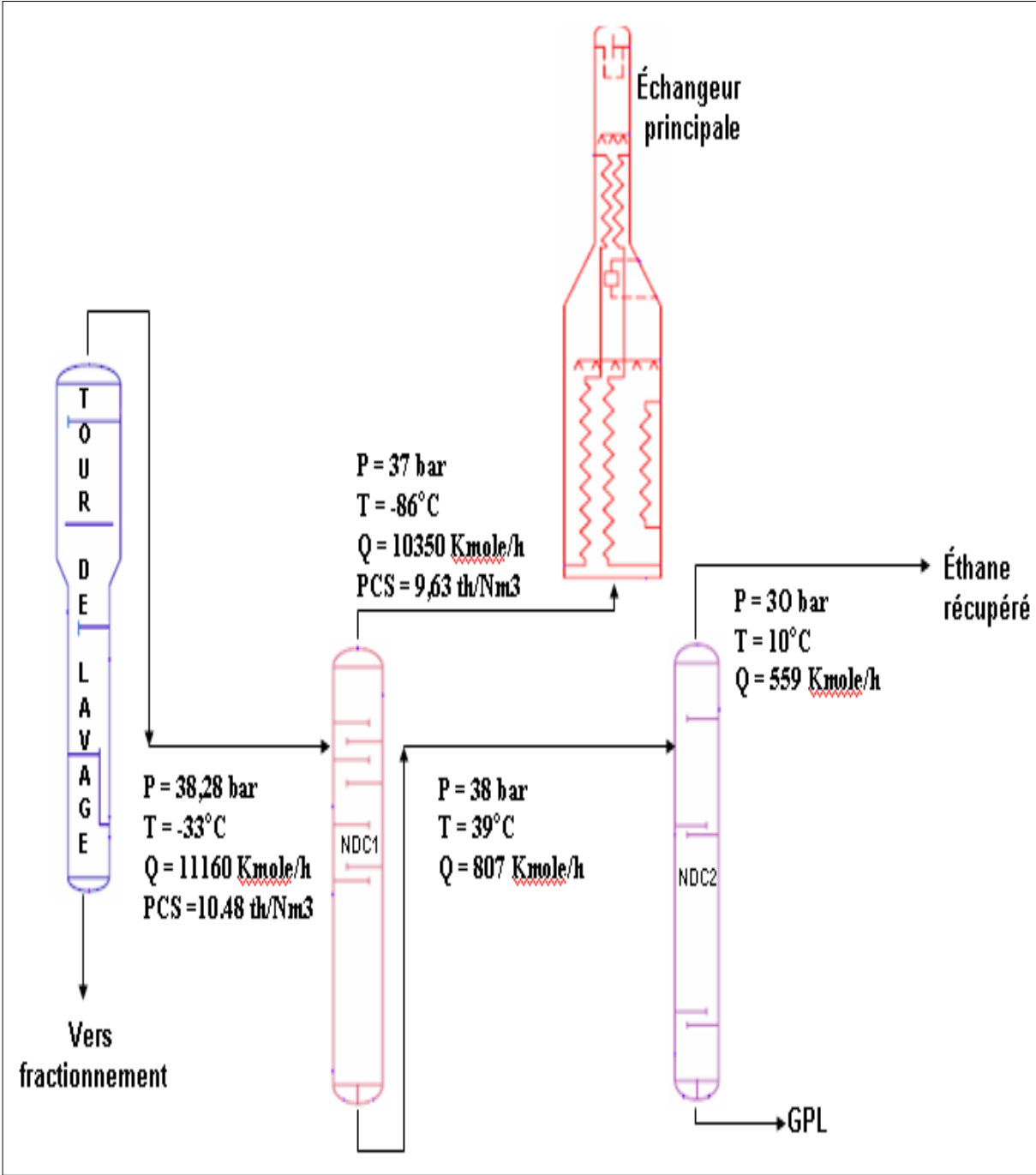


Fig. III.4 Schéma de la nouvelle unité de récupération de l'éthane

Conclusion générale

Durant cette période de stage pratique, nous nous sommes fixés comme objectif l'optimisation des paramètres de l'extraction de l'éthane pour améliorer la qualité de l'éthane, en recherchant les paramètres de marche convenables à adopter.

Cette étude nous a permis d'atteindre des résultats satisfaisants concernant l'optimisation de la colonne déethanisation, et la détermination des paramètres de fonctionnement.

Les résultats obtenus nous ont permis de tirer les conclusions suivantes :

- pour obtenir la quantité maximale de l'éthane, le train doit travailler à 100% ou plus de sa capacité.
- les pertes en production de gaz naturelle traité enregistrées après extraction sont compensées par les quantités d'éthane.
- les produits de cette colonne est acheminée vers différentes utilisations tels que l'augmentation de PCS, appoint MCR, et pour piège les lourd au niveau de tour de lavage

En conséquence, on peut dire que l'impact de l'extraction d'éthane au niveau du complexe GNL1/Z est optimal qualitativement et quantitativement, et ce selon les exigences du maître de l'œuvre TOTAL.

Bibliographies

1. Ethane extraction study for SONATRACH du complex GL1/Z KELLOG
BROWN AND ROOT
2. Rapport d'audit TECHNIP du complexe GLI/Z
3. PROC_VOL 2_FR_SEC 6à10_LIQUEFATION PDF
3. Manuel opératoire de procédé de liquéfaction du complexe GL1/Z
5. Process operating manual, GL1/Z complex
6. Code ASMES Section VIII - Div. 1
7. Technical petroleum Data book refining

Annexes

Annexe A1 : Section déméthanisation

Les principaux appareils constituant cette sous-section sont :

F.721	colonne de déméthanisation
E.723	rebouilleur du déméthaniseur
E.722	condenseur du déméthaniseur
G.724	ballon de reflux
E.730	refroidisseur de fond de déméthaniseur
J.725/J.727	pompe a reflux

Paramètre de fonctionnement :

- Température

TI 7101	Alimentation de la colonne	45 °c
TI 7108	MCR entrée E.522	-105 °c
TI 7109	MCR sortie E.722	-85°c a – 90°c
TI 7110	ballon de reflux	- 85°c
TI 7111	sortie échangeur E.730 ver dc2	45°c

- Pression

PIC 703	29.3 bars pression de service
PIC 7114	3.45 bars pression de vapeur d'eau

- Niveau

LIC 709	fond de la colonne	70%
LIC 717	ballon de reflux	50%

Annexe A2 : section déethanisation

- Equipements

F.731	colonne de déethanisation
G.736	séparateur du propane
G.734	ballon de reflux
E.732	condenseur de tête de colonne
E.739	sous refroidisseur de retour d'éthane
E.733	rebouilleur du fond de la colonne
J.735/J.740	pompe de reflux
J.737	pompe de retour d'éthane

Paramètre de fonctionnement

- Température

TI 8108	alimentation de la colonne	22°c
TI 8104	alimentation du rebouilleur	94°c
TI 8106	tête de la colonne	- 5°c
TI 8107	ballon de reflux	-9°c

- Pression

PC825	ballon de reflux	19.3 bars
PIC.802	tête de la colonne	19 bars

- Niveau

LIC.812	séparateur G.736	65%
LIC.808	Fond de la colonne	70%
LIC.831	ballon de reflux	50%

- Débit

FIC.814 reflux vers la colonne 1200 kg / h

Annexe A3 : section dépropaniseur

- Equipement

F.741 colonne de dépropanisation

G.744 ballon de reflux

E.742 condensateur de tête de la colonne

E.743 rebouilleur du fond de la colonne

J.745/J.748 pompe de reflux

J.747 pompe de retour du propane

Paramètres de fonctionnement

- Température

TI9101 Alimentation colonne 93°C

TI8106 Tête de colonne 45°C

TI8107 ballon de reflux 44°C

- pression

PIC.912 ballon de reflux 15.3 bars

PIC.901 tête de la colonne 16.2 bars

- niveau

LIC.914 fond de la colonne 70%

LIC.831 ballon de reflux 50%

- Débit

FIC.1019 recyclage vert la tour de lavage 30000kg/h

FIC.100

débit vers F.G en cas d'excès

Données géométrique de divers équipements de la tour de lavage F711 :

Nombre de plateau réels	12
Plateau d'alimentation n°	9
Diamètre de la section supérieur de la colonne (m)	2.74
Diamètre de la section inférieur de la colonne (m)	1.22
Hauteur de la colonne (m)	14.17
Chute de pression de la colonne(bar)	0.3
Diamètres du ballon de reflux (m)	3.05
Hauteur du ballon de reflux (m)	3.05
Différence de pression donnée par la pompe (bar)	3.15

Spécifications techniques des équipements du déméthaniseur F721 :

Nombre de plateaux réels	17
Plateau d'alimentation	9
Diamètres de la colonne (m)	1.067
Hauteur de la colonne (m)	16.256
Chute de pression de la colonne (bar)	0.69
Diamètres du ballon de reflux (m)	1.067
Hauteur du ballon de reflux (m)	1.753
Différence de pression donnée par la pompe (bar)	1.9

Spécifications techniques des équipements du dééthaniseur F731 :

Nombre de plateaux réels	26
Plateau d'alimentation n°	10
Diamètre de la section supérieur de la colonne (m)	0.883
Diamètres de la section inférieur de la colonne	1.072
Hauteur de la colonne (m)	20.929
Chute de pression dans la colonne	0.69