



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



N° d'ordre : M2 .../IP/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: GENIE PETROCHIMIE

Thème

**Etude de simulation et optimisation de la section fractionnement au
niveau du complexe GNL2/Z**

Présenter par :

SNOUSSI LARBI

TOUATI DJAMEL

Soutenue le 17/07/2019 devant le jury composé de :

Président : DELALI Halima

MAA

Université de Mostaganem

Examineur : DOUARA Nadia

MCB

Université de Mostaganem

Rapporteur : BENZEKRI BENALLOU Mokhtar

MCB

Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

SOMMAIRE

Introduction générale.....	2
Chapitre I : Présentation du Complexe GL2/Z	2
I.1. Historique	2
I.2. Mission essentiel du complexe GL2/Z.....	2
I.3. Plan d’implantation du complexe	2
I.4. Les utilités.....	3
I.4.1. Sources d’énergie.....	3
I.1.2.Source de refroidissement.....	3
I.4.3.Production d’électricité.....	3
I.4.4.Unité dessalement	3
I.4.5. Production d’air comprimés.....	3
I.5. Description d’un train de procédé	4
I.5.1. Section de traitement de gaz	4
I.5.2. Section séparation.....	4
I.5.3. Section liquéfaction	5
I.5.4. Section compression	6
I.5.5. Section fractionnement	6
I.5.6. Zone de stockage.....	7
I.5.7. Chargement.....	7
I.6. Capacité de production du complexe.....	7
Chapitre II : Description de la Section fractionnement.....	12
II. La section fractionnement	12
II.1. Rôle de la section dans le procédé.....	12
II.1.2.Utilisation des produits.....	13
Autres possibilités de sorties des produits :	14
Composition moyenne des produits :	14
II.2. La dééthanisation	14
II.2.1.Direction des produits.....	14
II.2.2.Description / caractéristiques techniques	15
II.5.La dépropanisation	19

II.4.1.Direction des produits.....	19
II.4.2.Description et caractéristiques.....	19
II.5.Débutanisation.....	21
II.5.1.Direction des produits.....	21
II.5.2.Description et caractéristiques techniques	21
Chapitre III : Partie expérimentale	27
III.Problématique.....	27
III.1.Etude statistique	29
III.2.1.Calcul du Bilan de Matière.....	30
III.3.1. Objectif.....	37
III.3.2. Vérification des calculs design par simulation DC ₃ , DC ₄	37
III.3.3. Simulation du cas actuel	38
Paramètres de marche et caractéristiques des produits actuels	38
III.4. Optimisation des paramètres de Dépropaniseur	39
III.4.1. La concentration.....	39
III.4.2. Température du plateau sensible	40
III.4.3. Taux de reflux.....	41
Conclusion générale	44

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1: production d'un train d'après design	7
Tableau 2: Composition MCR	13
Tableau 3 : Paramètres de marche de la pompe 151 J/JA	17
Tableau 4 : Production selon le design	28
Tableau 5 : les paramètres à l'entrée du train 400	33
Tableau 6: bilan de matière de la tour de lavage	34
Tableau 7: bilan de matière Déethaniseur	35
Tableau 8: bilan de matière Dépropaniseur	35
Tableau 9: bilan de matière Débutaniseur.....	35
Tableau 10: taux de récupération	36
Tableau 11: simulation cas design.....	38
Tableau 12: Paramètres de marche	38
Tableau 13: composition alimentation DC3	38
Tableau 14 : simulation cas réel (Production)	39
Tableau 15: simulation cas réel (Composition)	39
Tableau 16: Comparaison avec les résultats actuels	42

LISTE DES FIGURES

Figure 1 : Section traitement de gaz	9
Figure 2: Sections Séparation, Liquéfaction, Boucle propane et Boucle MCR	10
Figure 3: Section Fractionnement	11
Figure 4: Section Déethanisation	18
Figure 5: Section Dépropanisation	25
Figure 6: Section Débutanisation	26
Figure 7: Evolution de la production de propane	29
Figure 8: Production de propane commercial pour l'année 2018	30
Figure 9: simulation du procédé DC3, DC4.....	37
Figure 10 : Concentration du C3 en fonction (Temp. du plateau sensible, Taux de reflux)	40
Figure 11: Production du C3 en fonction (T sensible, Taux de reflux)	41
Figure 12: Quantité d'énergie de rebouilleur en fonction de (T sensible, Taux de reflux)	42

Introduction générale

Introduction générale

Le complexe a pour objectif principal, la production et la mise en vente du GNL (Gaz Naturel liquéfié). A cette activité pour laquelle le complexe a été conçu, sont associés la production et la commercialisation de la gazoline, la production d'hélium qui est transféré vers la société Hélios, du propane et butane appelés communément GPL sont transférés vers le complexe GPL1/Z ou ils sont stockés et ensuite commercialisés.

Ce GPL connaît un développement progressif dans le domaine économique durant ces dernières années. Le principal facteur de cette croissance ne réside pas seulement dans sa qualité de combustible propre et efficace mais aussi dans la réalisation de nombreux projets d'investissement consentis dans ce domaine.

L'objet de notre travail s'inscrivant dans le cadre de la préparation d'un projet de mise en situation professionnelle, à pour but essentiel l'étude de la section fractionnement d'un train de liquéfaction du gaz naturel et rechercher les points qui causent la mauvaise production de propane et enfin proposé des solutions afin d'améliorer sa production qui a eu tendance à baissé ces derniers années.

Pour mener à bien cette étude, nous avons procédé de la façon suivante :

Le premier chapitre consistera à présenter une description générale du complexe GL2/Z.

Le second aura pour but d'étudier d'une façon détaillé la section fractionnement qui constitue l'élément essentiel de notre travail.

Dans le chapitre trois, nous prendrons connaissance du problème à l'aide d'une étude statistique retraçant l'évolution de la production du complexe GL2/Z au cours des dernières années.

Le quatrième chapitre consistera à localiser le problème de la production de propane à partir des bilans de matières autour des équipements. Dans le dernier chapitre on passera à une simulation et une optimisation de la production des GPL au niveau de DC₃/DC₄ de l'unité fractionnement.

Chapitre I : Présentation du Complexe GL2/Z**I.1. Historique**

Le complexe GL2/Z est une unité de production de la SONATRACH. Il a été réalisé par la société Pullman Kellog en 1978 et a commencé à produire du GNL dès 1981. Il transforme annuellement 13 milliards m³ de gaz naturel extrait des puits de HASSI R'MEL en GNL, environ 17.8 millions de GNL est produit par ans.

I.2. Mission essentiel du complexe GL2/Z

Elle consiste à la liquéfaction du gaz et en son traitement par des procédés anciennement maîtrisés et qui demeurent jusqu'à ce jour les mieux adaptés.

Cette opération de transformation nécessite en effet un refroidissement du gaz naturel à des températures très basses voisines de -160 °C.

Ce procédé de transformation dans ses différentes phases présente l'avantage de réduire de façon considérable le volume de gaz, sous forme liquide, favorisant ainsi son transport par navires (méthaniers).

I.3. Plan d'implantation du complexe

L'emplacement du complexe GL2/Z au bord de la mer répond à des exigences et à des contraintes d'ordre économique et sécuritaire.

Ce choix préalablement étudié permet d'utiliser l'eau de mer comme source d'alimentation pour le refroidissement, la production d'eau dessalée et la lutte contre les incendies. En outre, il permet de faciliter l'exportation des hydrocarbures notamment le GNL et ses extraits par voie de méthaniers.

De façon générale, l'implantation du complexe est divisée en trois parties bien distinctes :

- Les utilités
- Les trains de procédé
- La zone terminale « Stockage – Chargement »

I.4. Les utilités

Le fonctionnement de l'usine pour la production du gaz naturel liquéfié, nécessite la disposition d'un nombre de fluides et d'énergie, tels que la vapeur d'eau, l'eau de refroidissement, l'air comprimé, etc....

Les différentes sources existantes sont :

I.4.1. Sources d'énergie

La vapeur d'eau est produite par 3 chaudières à haute pression (62 bars) et une chaudière basse pression (17 bars). Cette vapeur sert à entraîner les équipements, tels que les turbogénérateurs (03) et la turbopompe d'alimentation en eau de chaudière.

I.1.2. Source de refroidissement

Le complexe dispose de six pompes d'eau de mer qui assurent la distribution en eau de mer au niveau des trains de liquéfaction et des utilités pour le refroidissement dans les échangeurs.

I.4.3. Production d'électricité

L'électricité est produite par trois (03) turbogénérateurs ayant une capacité chacun 20 MW ainsi qu'une source SONELGAZ avec une tension de 60 kV.

Toutefois, pour une mise en marche normale, seuls deux turbogénérateurs peuvent suffire à produire la totalité de l'énergie demandée qui est environ de 36 MW.

I.4.4. Unité dessalement

Cinq unités de dessalement sont implantées au sein du complexe d'une capacité de 45 m³/h chacune, permettant ainsi suffisamment d'eau distillée, destinée à assurer d'une manière continue l'alimentation des chaudières.

I.4.5. Production d'air comprimés

Pour des raisons de sécuritaires, le procédé repose en grande partie sur une régulation pneumatique assurée par un ensemble de quatre compresseurs.

De plus, on dispose d'un compresseur de secours en cas de besoins.

I.5. Description d'un train de procédé

La production de GNL dans le complexe GL2/Z est assurée par six trains fonctionnant en indépendance où chacun comprend un nombre d'équipements montés principalement en série, assurant ainsi la transformation du GN de l'état gazeux à l'état liquide (**Figure 1**)

Chaque train est divisé en 5 sections :

- section traitement de gaz
- section séparation
- section liquéfaction
- section compression
- section fractionnement

I.5.1. Section de traitement de gaz

Cette section est elle-même constituée de deux sous-sections Décarbonatation (**Figure 1**).

Le gaz naturel « brut » passe d'abord dans un ballon séparateur où les hydrocarbures liquides piégés sont acheminés vers le système de rejet, ceci afin de ne pas contaminer la MEA et éviter ainsi la formation de mousse.

Le dioxyde de carbone (CO₂) est extrait du gaz naturel par lavage de celui-ci à contre-courant dans une colonne d'absorption (X31E) par une solution aqueuse à 15 % de MEA (monoéthanolamine).

I.5.1.1. Déshydratation

Le gaz naturel décarbonaté est saturé en eau, d'où la nécessité d'éliminer complètement les traces d'eau pour obtenir à la sortie, une teneur inférieure à 1 ppm.

Le gaz pénètre à une pression de 41 bars dans deux sécheurs en service et traverse les tamis moléculaires en perdant progressivement son humidité, un troisième sécheur étant en régénération.

I.5.2. Section séparation

Le refroidissement du gaz naturel traité s'effectue par l'intermédiaire de quatre chillers sous-refroidis par du propane atteignant ainsi une température -33 °C.

Le passage du gaz dans l'inter-changeur permet un deuxième refroidissement jusqu'à une température de -47 °C.

Le gaz est ensuite injecté dans la tour de lavage au niveau du 10^{ème} plateau, où les produits lourds sont séparés par distillation du gaz naturel (éthane, propane, butane, ...).

I.5.3. Section liquéfaction

Les vapeurs de tête de la tour de lavage se dirigent vers le ballon de reflux X08F et ensuite vers le faisceau central du X16C où elles seront refroidies par le MCR. Ce courant monte dans le X16C en traversant le faisceau froid où il sera condensé par le MCR liquide issue de la détente à travers la JT froide.

Le GNL liquéfié sort en tête du X16C à (-158 °C) et se dirige vers l'échangeur de gaz de rejet X17C. Dans cet échangeur à plaques, le GNL sera refroidi à (-160 °C) tout en chauffant les vapeurs de tête du déazoteur X02E et du ballon flash X10F. A sa sortie, il se mélangera avec le courant des réinjections de C₂ et C₃. Ces deux courants (C₂ et C₃) sont également sous refroidis dans le X17C par les vapeurs de tête du X10F et X02E et leur débit est régulé par les PV 503 et la FV 512. Ce mélange pénètre dans le X10F où, suite à un flash, les vapeurs seront séparées du liquide. Les vapeurs du X10F et X02E seront donc réchauffées dans le X17C tout en refroidissant les réinjection C₂, C₃ et le GNL.

Les vapeurs de tête du X02E sont acheminées vers le X04J, tandis que celles du X10F seront dirigées vers Hélios pour produire de l'hélium liquide et de l'azote vapeur ou vers les réchauffeurs X57 CA/ CB pour servir de combustible pour les chaudières (marche perturbée).

Le GNL liquide sortant du fond du X10F sera sous refroidi dans le rebouilleur X24C par le GNL à (-162 °C) du fond de X02-E, puis sera détendu à travers la LV 506 avant d'alimenter le déazoteur X02E.

Une ligne de by-pass avec la TV 516 a été prévue autour du X24C pour réguler la température.

Dans le X02E, le courant liquide de GNL descendant sera en contact avec les vapeurs montantes pour séparer l'azote du GNL afin de contrôler les spécifications et le pouvoir calorifique.

Le GNL du fond X02E sera acheminé par les pompes GNL X10 J ou JA vers les bacs de stockage.

I.5.4. Section compression**I.5.4.1. Boucle de propane**

La boucle de propane est une boucle à quatre étages qui permet de refroidir le gaz naturel et le MCR (multi composant réfrigérant) par paliers successifs, le propane, après compression et condensation, subit quatre niveaux de détentes refroidissantes, lui permettant d'échanger ses frigorifiques avec le MCR.

I.5.4.2. Boucle MCR

La boucle MCR constitue la deuxième boucle frigorigène de l'unité de liquéfaction. Le fluide frigorigène est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane. Ce dernier circule dans une boucle fermée à deux compresseurs MRC (I) et MCR (II) entraînés par chacun par une turbine.

Le MCR sert à liquéfier le gaz naturel dans l'échangeur principal. **(Figure 3).**

I.5.5. Section fractionnement

L'unité fractionnement est alimentée par les produits de fond de la tour de lavage situé en amont de l'échangeur principal.

La section est composée de trois colonnes : **(Figure 3).**

I.5.5.1. Le dééthaniseur

Il permet d'extraire l'éthane en haut de la colonne pour être réinjecté dans le GNL, l'excès est utilisé comme combustible dans le système fuel gaz. Les produits de fond du dééthaniseur sont acheminés vers la colonne de dépropanisation.

I.5.5.2. Le dépropaniseur

Il constitue la 2^{ème} tour de fractionnement. Son rôle est de produire le propane en tête de colonne et de l'acheminer en grande partie vers GP1/Z pour y être commercialisé ou réinjecté dans le GNL, l'autre partie sert comme appoint dans la boucle MCR et propane réfrigérant.

Les produits de fond sont acheminés vers la colonne de débutanisation.

I.5.5.3. Le débutaniseur

Il constitue la 3^{ème} tour de fractionnement. Le produit de tête de colonne est du butane à (98,8 %), « commercial » est envoyé vers GP1/Z pour être commercialisé ou réinjecté.

Dans le GNL. Le produit de fond de la tour constitue la gazoline qui est envoyé vers stockage pour y être commercialisé.

I.5.6. Zone de stockage

La zone de stockage GNL est située au bord de mer, facilitant son chargement à bord de méthaniers.

La GNL quitte la zone de procédé vers la zone de stockage à une température de $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$. Chaque bac de stockage de GNL a une capacité de stockage de $100\ 000\ \text{m}^3$. Les trois bacs fonctionnent d'une manière communicante entre eux.

I.5.7. Chargement

Les installations de chargement permettent le transfert du GN contenu dans les bacs de stockage vers les cuves des méthaniers. Cinq motopompes assurent le pompage du GNL à travers un collecteur commun jusqu'aux bras de chargement installés sur les quais.

I.6. Capacité de production du complexe

Les trains de liquéfaction GNL du complexe GL2/Z ont été conçus pour fonctionner avec deux modes, avec et sans extraction, et selon la composition du GN d'alimentation (charge légère ou lourde) selon:

- 1^{er} cas alimentation légère avec extraction
- 2^{ème} cas alimentation légère sans extraction
- 3^{ème} cas alimentation lourde avec extraction
- 4^{ème} cas alimentation lourde sans extraction

Les performances de production d'un train sont résumées dans le tableau ci-dessous, (Tableau1).

Tableau 1: production d'un train d'après design

Désignation	U.M	Charge légère		Charge lourde	
		Sans extraction	Avec extraction	Sans extraction	Avec extraction
Production GNL	t/jour	56×10^6	53×10^6	56×10^6	53×10^6
Production Propane	t/ans	0	65020	0	71440
Production Butane	t/ans	0	43240	0	65660
Production Gazoline	t/ans	2280	23200	40950	42130
Hélium	Nm ³ /ans	140 000 000			

Le pouvoir calorifique d'1 m³ de GNL peut varier de 5800 jusqu'à 6050 thermies. La capacité de production de GNL contractuelle installée au complexe GL2/Z est de :

9000 m³/Train/Jour correspondant à 53×10^6 t/Train/Jour soit l'équivalent de

17800000 m³/An correspondant à 105×10^9 t/Ans.

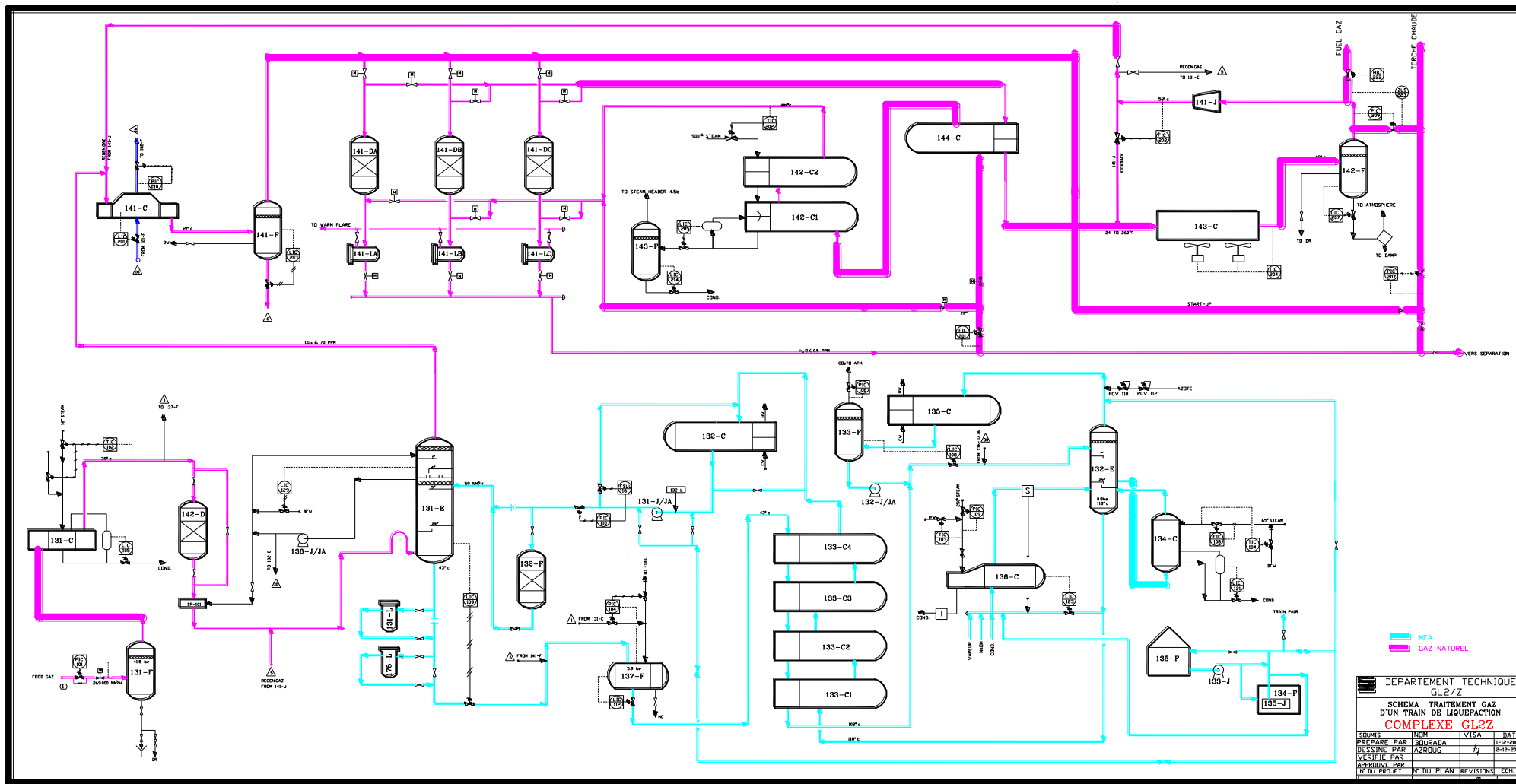


Figure 1 : Section traitement de gaz

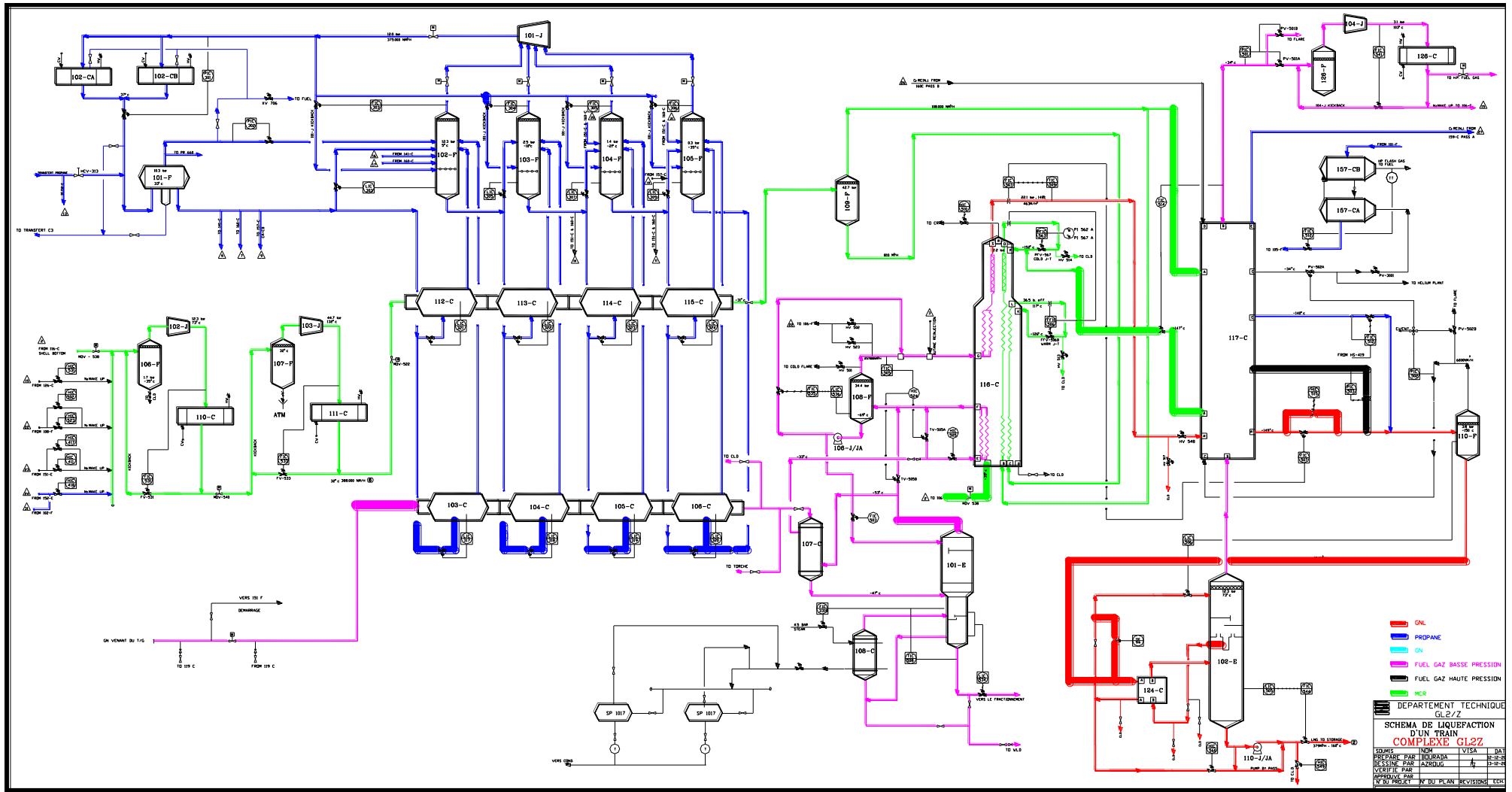


Figure 2: Sections séparation, liquéfaction, boucle propane et boucle MCR

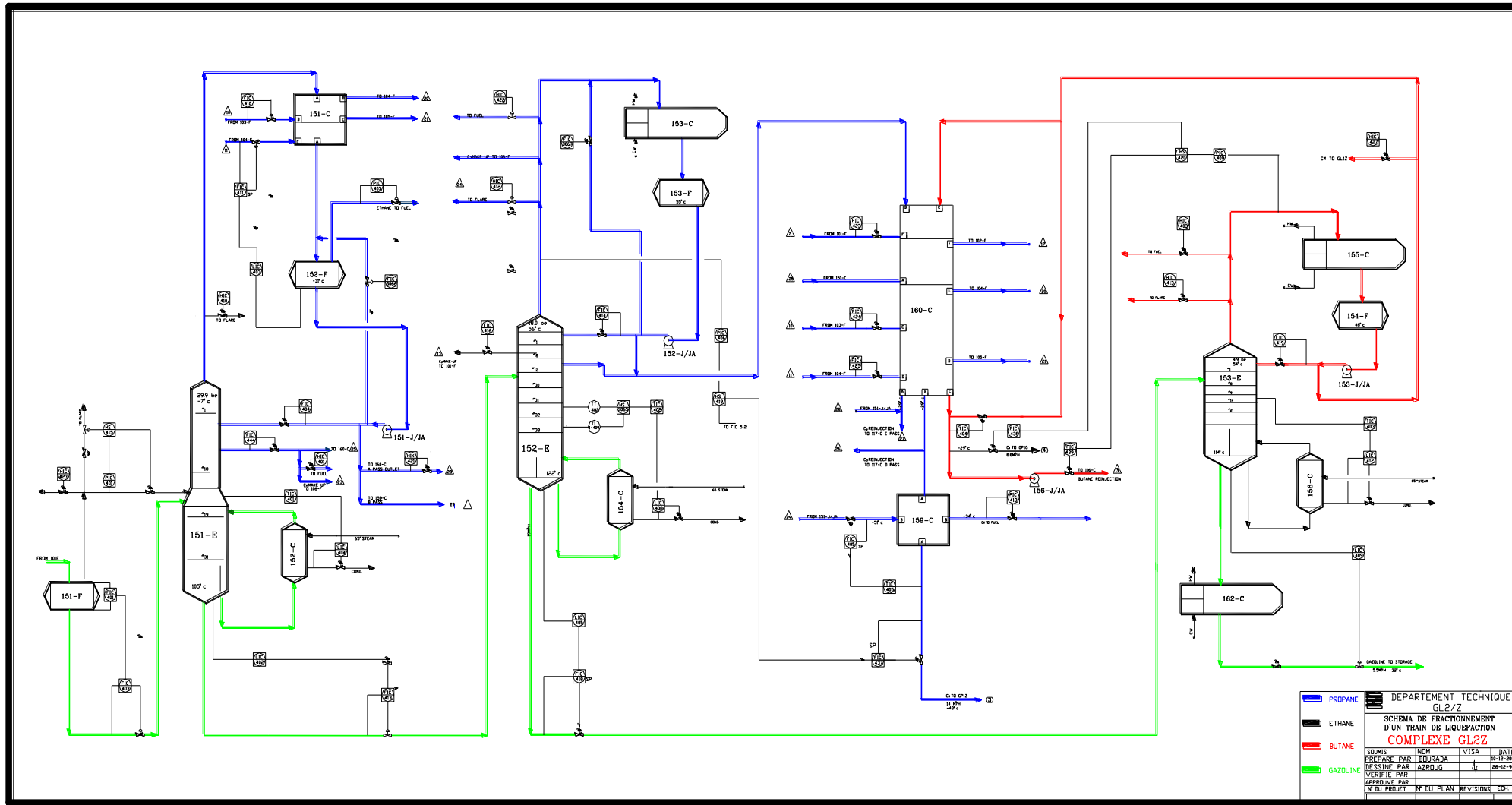


Figure 3: Section Fractionnement

Chapitre II : Description de la Section fractionnement**II. La section fractionnement**

Au complexe GL2/Z, la section fractionnement de chaque train de liquéfaction comprend trois colonnes avec leurs annexes : Une colonne de dééthanisation, une colonne de dépropanisation et une colonne de débutanisation.

En plus des colonnes de distillation, deux réchauffeurs (657 CA-CB) de gaz combustible font partie intégrante de cette section. Vu le but de ce travail, nous allons décrire et étudier de près cette section surtout la dééthanisation, la dépropanisation et les sous-arrondissements de butane (660C) et propane (659C).

II.1. Rôle de la section dans le procédé

Compte tenu du procédé de liquéfaction du gaz naturel utilisé au complexe GL/2Z, à savoir l'utilisation d'un réfrigérant mixte ou MCR à base d'azote, de méthane, d'éthane et de propane ; et l'existence d'une boucle au propane il est nécessaire de séparer les constituants du gaz naturel afin d'effectuer ce qui suit ;

- Réajuster la composition et compenser les fuites du MCR.
- Alimenter et compenser les fuites de la boucle propane en propane pur.
- Réinjecter l'éthane et le propane dans le circuit de GNL dans la limite des spécifications.

La fourniture de ces appoints est donc le premier rôle de cette section. Le surplus des produits tels que le propane et le butane seront commercialisés. L'éthane est destiné au fuel gaz pour alimenter les chaudières.

Il est utile de séparer les produits lourds et d'en récupérer certains utiles au procédé. Le fractionnement est donc une unité chargée d'effectuer cette séparation pour produire des produits purs réutilisables. L'unité de fractionnement est alimentée par les produits de fond de la tour de lavage X01E située en amont de l'échangeur principal X16C.

La composition du mélange d'alimentation est la suivante :

Ce mélange alimente la première colonne du fractionnement ou Dééthaniseur. Cette dernière permet d'extraire ; en haut de l'éthane et des traces de méthane qui seront réinjectées dans le GNL, de soutirer de l'éthane qui sera utilisé comme Appoint pour la boucle MCR ou envoyé vers le réseau fuel gaz pour alimenter les chaudières.

Les produits de fond qui ne contiennent plus de méthane, mais des traces d'éthane alimenteront la seconde colonne du fractionnement ; ce qui permettra d'obtenir au niveau du dépropaniseur, un propane très pur.

Le dépropaniseur constitue la deuxième colonne du fractionnement. Son rôle est de fournir l'appoint en propane pur à 99,0 % par soutirage à la boucle propane, du propane commercial à 99.3 % qui sera stocké et du propane qui servira d'appoint à la boucle MCR ou sera réinjecté dans le circuit GNL.

Les produits de fond ne contenant plus de propane alimenteront la 3^{ème} colonne ; ce qui permettra d'obtenir du butane de bonne qualité.

Le débutaniseur constitue la troisième colonne du fractionnement.

Le produit de tête est du butane à 98,8 % ou butane commercial qui sera stocké.

Le produit lourd de fond ou Gazoline est stocké dans des bacs après sous refroidissement.

II.1.2. Utilisation des produits

Réinjection de l'éthane, du propane et du butane :

Elle permet de régler la qualité du GNL (pouvoir calorifique) pour les spécifications commerciales.

Appoint de propane :

La boucle au propane subit des pertes (fuites, régulation du système, purges). Ces pertes sont compensées par des appoints de C₃ pur à 99,8 %.

Appoint MCR :

La seconde boucle de froid ou boucle MCR est composée d'un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane dans les proportions suivantes :

Tableau 2: Composition MCR

Composants	100 % de charge
N ₂	2,7
C ₁	40,7
C ₂	54,4
C ₃	2,2

Il est nécessaire de réajuster cette composition afin d'améliorer le travail de l'échangeur principal.

Stockage des produits GPL :

La commercialisation des C₃, C₄ vers GPL disposant de bacs de stockage. La conformité des produits commercialisés est :

$$\begin{array}{ccc}
 \mathbf{C}_3 \left\{ \begin{array}{l} \mathbf{C}_2 < \mathbf{2\%} \\ \mathbf{C}_4 < \mathbf{2\%} \end{array} \right. &
 \mathbf{C}_4 \left\{ \begin{array}{l} \mathbf{iC}_5 < \mathbf{1\%} \\ \mathbf{nC}_5 < \mathbf{1\%} \end{array} \right. &
 \mathbf{C}_5^+ \left\{ \begin{array}{l} \mathbf{C}_4 < \mathbf{4\%} \end{array} \right.
 \end{array}$$

Le C_5^+ est utilisé comme produit commercial vers les bacs de stockage, RTO ou GPL, à l'école de feu et pourrait être utilisé également comme combustible dans les chaudières (pour l'instant non utilisé).

Autres possibilités de sorties des produits :

Gaz combustible (C_1, C_2, C_3, C_4)

Torche et brûlot (marche perturbée, démarrage, arrêt)

Composition moyenne des produits :

Lorsque les trains de GNL fonctionnent en mode avec extraction, l'éthane (C_2), le propane (C_3) et le butane (C_4) sont fabriqués en tant que produit.

En mode sans extraction, ces courants ne sont pas envoyés au stockage, mais sont réinjectés dans le GNL, dans la mesure du possible, en tenant compte des tolérances des spécifications du GNL. L'éthane, le propane et le butane en excédent qui ne peuvent pas être réinjecté dans le GNL sont envoyés vers le gaz combustible.

II.2. La dééthanisation

La séparation en deux couples « C_1, C_2 » et « C_3, C_4 » de la charge venant du fond de la tour de lavage. La séparation du C_2 pur s'effectue par condensation partielle dans le condenseur de tête (**Figure 4**).

II.2.1. Direction des produits

Les produits légers seront soutirés en deux circuits principaux :

- Produits de tête :

L'excès de reflux sera renvoyé en réinjection dans le GNL et servira aussi de fluide frigorigène pour le propane commercial (la phase gazeuse sera envoyée vers le fuel-gaz).

- Soutirage latéral :

C'est la sortie la plus importante du DC_2 , elle est prise dans la phase vapeur du dixième plateau et on l'utilise comme :

- réinjection GNL

- Appoint MCR
- Fuel- gaz

Ce soutirage permet de soulager le travail du condenseur de tête et d'obtenir une meilleure pureté du C₂.

II.2.2. Description / caractéristiques techniques

- **Ballon tampon X51F**

Le produit de fond de la tour de lavage X01E étant sujet à des variations de débit, composition, de température et de pression dues à des variations de débit et de composition de la charge GN à l'entrée des trains de liquéfaction.

Ce ballon évite que ces variations ne se répercutent de façon brusque sur le dééthaniseur (ce qui serait préjudiciable à la stabilisation des 3 colonnes du fractionnement) et il constitue également une réserve de liquide d'alimentation aux trois colonnes, d'une capacité utile de liquide d'environ 44 m³. Cette réserve correspond à une autonomie de fonctionnement de 40 minutes.

En amont du X51F, la détente du liquide à travers la LV534 de 38 bars à 31 bars abs environ provoque la vaporisation partielle du liquide ainsi qu'une baisse de température. Le taux de vaporisation molaire voisin de 10 % varie en fonction de la composition du mélange d'alimentation.

Le X51F alimente le DC₂ au niveau du plateau n° 19, sous contrôle du FIC 403. Les vapeurs du ballon peuvent être également dirigé vers le plateau n° 19 du DC₂ par PV 401A .Elles peuvent être acheminé vers T.F. par PV 401B ou HV 423 .Le choix entre la PV 401A ou B se fait à l'aide de l'interrupteur manuel en salle DCS (HS 415).

- **Dééthaniseur X51E**

Il est constitué par un ensemble de 48 plateaux (plateaux perforés à déversoir latéral du n° 1 au n°18 et à déversoir central intercalé avec déversoir latéral (du n° 19 au n° 48), une pression (31 bars) et une température propre (l'échelle de température allant de -6 °C en tête à 112 °C en fond de colonne).

C'est une colonne de 32 m. de hauteur .Les vapeurs de tête sont dirigé vers le condenseur de tête X51C pour y être condensé partiellement. Une conduite sur la ligne des vapeurs de tête permet d'évacuer en cas de nécessiter une partie des vapeurs vers TF par HIC 410.

Les produits de fond du X51 E sont dirigés vers le X52E par la FV413 sous contrôle du niveau .Un soutirage de vapeur se fait au niveau du plateau n°10 par FIC 444. Les vapeurs à +7 °C sont dirigées vers le sous refroidisseur de butane X60C pour être refroidi à -29 °C puis

vers le X17C pour être réinjecté dans le GNL. Une autre partie de ce soutirage peut être utilisée comme appoint dans le MCR par le HIC 417. Tout excédent de vapeur est dirigé vers le fuel gaz par le HIC 401.

- **Condenseur de tête X51C**

Il s'agit d'un condenseur à plaques à deux étages de réfrigération au propane. Le 1^{er} étage est en mesure de condenser les vapeurs de tête jusqu'à une température de -16 °C ; tandis que le second jusqu'à -33 °C (qui est la température de sortie minimale).

Les vapeurs de tête étant constituées généralement par un mélange de C_1 et C_2 avec une proportion non négligeable de C_1 (entre 20 et 30 %).

Le condenseur X51C opère à surface d'échange constante, le niveau de liquide étant contrôlé dans le ballon de reflux par action sur le flux calorifique d'échange afin de s'adapter au débit de reflux demandé.

Les condensât sortant du X51C s'accumulent dans le ballon de reflux X52F.

Côté propane, la cession de frigories se fait par chaleur latente de vaporisation (le C_3 est quasiment pur). Le propane arrive à l'équilibre liquide / vapeur après détente à travers les FV410 et 411. Cette détente donnera en effet peu de vapeur et beaucoup de liquide. A la sortie du condenseur, on aura toujours l'équilibre liquide / vapeur, aux mêmes conditions de pression et de température, donne beaucoup de vapeur et peu de liquide (la perte de charge se traduit par une légère baisse de température).

- **Ballon de reflux X52F**

Il fonctionne en condensation partielle. Une ligne sur la tête du ballon permet à l'aide du PIC 403 d'évacuer les incondensables vers le collecteur fuel gaz et de contrôler la pression du DC_2 à 31,4 bars.

Le ballon X52F dispose d'une capacité utile de liquide d'environ 4 m^3 ; ce qui correspond à une autonomie de 2 minutes pour un reflux à pleine charge d'alimentation.

- **Rebouilleur X52C**

Il s'agit d'un rebouilleur à vapeur 4,5 bars, côté calandre vapeur (pression d'épreuve 10,5 bars) et côté tubes hydrocarbures (pression d'épreuve 45 bars). La circulation du produit de fond se fait du bas vers le haut du rebouilleur par effet de thermosiphon.

La surface d'échange y est constante, le niveau de condensât étant assuré dans un pot de condensât lié au rebouilleur et au collecteur de condensât du train.

Il est alimenté par le fond du X51E où se trouve la plaque séparatrice.

L'action sur la vanne de condensât LV404 permet de jouer sur le débit de vapeur à condenser, donc sur la chaleur échangée et sur la quantité vaporisée, réinjectée en fond de colonne.

- **Pompes de reflux 151 J/JA**

La composition du liquide à l'aspiration des pompes est $C_1 = 20\%$ et $C_2 = 80\%$:

Tableau 3 : Paramètres de marche de la pompe 151 J/JA

Pression refoulement (bar)	33,8
Pression aspiration (bar)	29
Débit maximum (m ³ /h)	50
Débit normal (m ³ /h)	45,4
Débit minimum (m ³ /h)	21,3

La garniture mécanique est à double étanchéité (bagues en carbone refroidis et lubrifiés par du méthanol)

Le refoulement des 151 J/JA se divise en trois parties :

*Reflux vers le plateau n°1 du DC₂ (FIC 404)

* vers le sou refroidisseur de propane 159C pour refroidir davantage le C₃ commercial jusqu'à -42 °C, le C₂ est récupéré puis dirigé vers le FG

*réinjection dans le GNL par HIC 421 vers 117C.

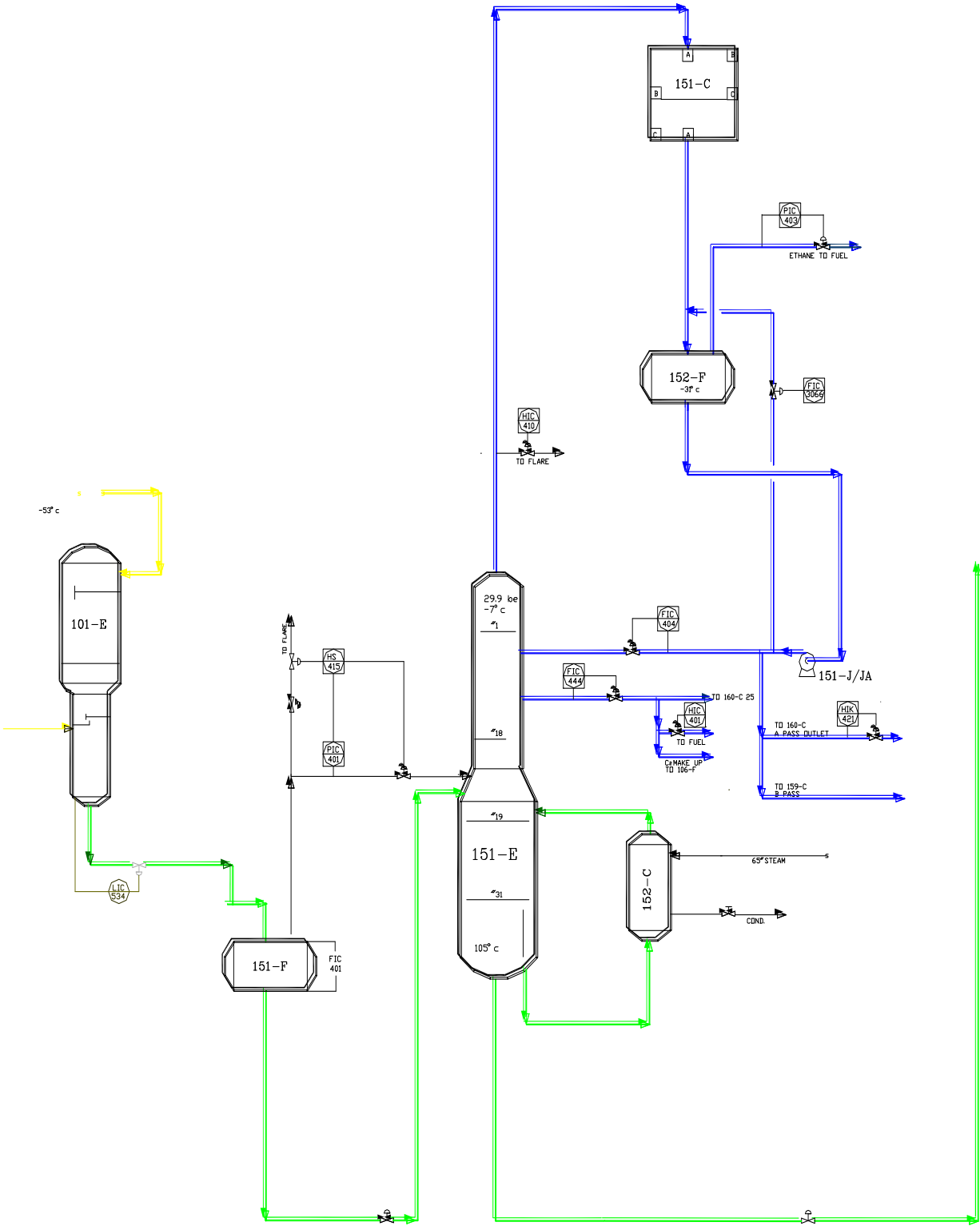


Figure 4: Section Déethanisation

II.5. La dépropanisation

Le dépropaniseur reçoit les produits de fond du dééthaniseur. La distillation de ces produits donne du C₃ en tête de colonne, du C₄ et du C₅⁺ en fond de colonne qui seront dirigés vers le débutaniseur (**Figure 5**).

II.4.1. Direction des produits

Les produits de tête seront soutirés de différents circuits qui détermineront les puretés imposées par les différentes utilisations (procédé ou client)

-stockage vers GPL soutiré de l'excès de reflux

-réinjection vers GNL même provenance (choix entre réinjection ou stockage)

-appoint vers boucle propane soutiré de la phase liquide du 8^{ème} plateau et qui constitue la phase la plus pure.

-appoint circuit MCR soutiré de la phase vapeur en tête du DC₃

-gaz combustible / torche chaude

II.4.2. Description et caractéristiques

Le produit de fond du Dééthaniseur est détendu à travers la FV 413 de 31,4 à 19,2 bars, provoquant ainsi une vaporisation partielle (taux molaire voisin de 35 %) accompagnée d'une chute de température.

- **Dépropaniseur X52E :**

C'est une colonne de 29 m. de longueur, constituée par un ensemble de 47 plateaux perforés. La pression de fonctionnement de la colonne est de 19 bars. L'échelle de température varie de 55 °C en tête à 123 °C en fond de colonne. L'alimentation de cette colonne est située au 31^{ème} plateau. Les plateaux sensibles sont le 32^{ème} et le 38^{ème}. Du 8^{ème} au 12^{ème}, déversoir central intercalé avec déversoir latéral pour les soutirages liquides.

- **Condenseur de tête X53C**

Il s'agit d'un condenseur de type « faisceaux » utilisant de l'eau de mer et à 2 passes, Le débit EDM est de 640 m³/h.

Il opère à condensation totale, d'où l'adéquation nécessaire du taux de C₂ en tête par rapport à la température de reflux (débit maximal vapeur de tête 58 t/h ; DP 0,3 à 0,5 bar).

Le niveau de liquide est réalisé par le condenseur lui même ; c'est pourquoi le condenseur fonctionne à niveau, donc à surface d'échange variable ; celle ci est automatiquement fixée par le liquide demandé.

Contrairement au condenseur X51C, la cession de frigories se fait en chaleur sensible sur l'eau de mer (et non la chaleur latente). Ceci, de sorte que les modifications dans les conditions de fonctionnement (débits vapeurs / liquide, débit et température de l'eau de mer) provoqueront des variations de plus grande amplitude sur la température du reflux liquide à la sortie du condenseur.

- **Ballon de reflux X53F :**

Compte tenu de ce qui a précédé, le ballon de reflux est totalement rempli en service. Son seul rôle est de constituer une réserve de liquide de $8,5 \text{ m}^3$ correspondant à une autonomie à pleine charge d'environ 10 minutes, afin d'assurer un refroidissement de la colonne en cas d'arrêt de celle ci.

- **Rebouilleur X54C :**

Voir rebouilleur X52C (appliqué au dépropaniseur).

N.B. Côté tubes pression maximale 22 bars (hydrocarbures).

- **Pompes de reflux 152 J/JA :**

Pompe centrifuge refoulant à une pression de 20,9 bars ($P_{\max} 28$ bars) avec un débit normal de $122 \text{ m}^3/\text{h}$ (maxi $143 \text{ m}^3/\text{h}$; mini $57 \text{ m}^3/\text{h}$), l'aspiration est de 17,8 bars.

- **By-pass C_2 / C_3 :**

Dans le cas d'une marche avec extraction (cas où le C_3 est stocké et non réinjecté dans le GNL) la passe C_3 du 117 C (échangeur à plaque où passent les réinjections dans le GNL) ne sera plus alimentée .On aura donc un mauvais rendement dans l'échangeur et un risque mécanique (déformation des plaques à cause de la DP importante) .Pour éviter ces problèmes, on dispose d'un système de By-pass entre le C_2 et le C_3 .

N.B. Les RV directement liées aux produits C_3 et C_4 sont munies de disque de rupture calculé pour craquer à une pression proche de la pression de tarage des soupapes .Ils sont placés en amont des RV et évitent ainsi la perte des produits commercialisés.

-pureté des produits

II.5. Débutanisation

Séparation du C₄ (iso-butane et normal butane) de la gazoline (iso-pentane et normal pentane, heptane, hexane etc..) .Elle est beaucoup plus facile que les autres séparations du fait qu'à la pression atmosphérique, la gazoline est sous forme liquide et le C₄ sous forme vapeur. Le DC₄ aura donc moins de plateaux et les dimensions de tout le matériel seront plus petits, le débit à traiter étant moins important (**Figure 6**).

II.5.1. Direction des produits

- Produit de fond gazoline : stocké dans deux bacs situés dans le complexe pour la commercialisation (RTO, GPL) et pour l'école de feu .L'utilisation comme combustible dans les chaudières est supprimée
- Produit de tête butane : le DC₄ ne possède pas de soutirage latéral, en effet, la pureté des produits de tête n'est pas un problème (obtenu facilement) et le débit vers le condenseur est peu important. Tous les produits de tête sortiront sous deux formes :
 - vapeur vers gaz combustible ou torche chaude
 - liquide sur l'excès de reflux vers stockage au GPL (après le X60 C) ou bien vers réinjection GNL
- Le C₄ (liquide sur l'excès de reflux) peut être dirigé vers GL1Z.

NB : Le point de cristallisation du butane est d'environ -135 °C, on ne peut donc le réinjecter au même endroit que le C₂ et le C₃ (-150 °C), donc il sera réinjecter à un endroit plus chaud (ligne de tête X08F vers X16C). L'injection se fera à très haute pression par l'intermédiaire de buses de pulvérisation pour favoriser le mélange de C₄ avec le C₁ et N₂ (pression ligne de tête 108 F =38 bar, température = -69 °C) à l'aide de pompe de réinjection 156 J/JA.

II.5.2. Description et caractéristiques techniques

Le produit de fond du dépropaniseur X52E est détendu à travers la FV 418 de 19,3 bars à 5,0 bars, avec un taux de vaporisation molaire voisin de 45% et d'une chute de température à 74 °C.

– Débutaniseur X53E :

Il est constitué par un ensemble de 21 plateaux perforés. L'alimentation est située au 9^{ème} plateau.

La pression de service de la colonne est de 5,0 bars.

L'échelle de température est : 54 °C en tête à 113 °C en fond de colonne.

Remarque : la taille de cette colonne est environ 2 fois moindre que les deux autres, ceci tient aux faits suivants :

Le déethaniseur est alimenté par un mélange allant du C_1 au C_5^+ . Donc, vu le grand nombre de constituants du mélange, et pour éliminer les C_1 et C_2 en fond sans entraîner les C_3 en tête ; une grande échelle de température est nécessaire : d'où un nombre important de plateaux.

Le dépropaniseur est alimenté par un mélange allant du C_2 à C_5^+ . La grande qualité de propane exigée en tête nécessite également un nombre important de plateaux dans la « section rectification » : partie située au dessus de l'alimentation de la colonne.

Quant au débutaniseur, vu le nombre restreint de constituants (mélange allant de C_3 à C_5^+) et la qualité moindre du butane exigée en tête de colonne ; ceux ci expliquent le nombre nettement plus petit de plateaux.

– **Condenseur de tête X55C :**

Les vapeurs de tête du débutaniseur sont refroidis à l'eau de mer. Le débit maximum d'EDM est de $480 \text{ m}^3/\text{h}$. Côté calandre hydrocarbures la pression maximale est de 10 bars avec un débit maximum de 32 T/h.

La température de sortie condenseur dans les conditions du design est de $47,7 \text{ }^\circ\text{C}$.

– **Ballon de reflux X54F**

Après condensation des vapeurs de tête, le liquide sortant du condenseur se dirige vers le ballon de reflux X54F du débutaniseur. Les incondensables du ballon sont dirigés vers le système fuel gaz. La capacité de ce ballon est de $4,3 \text{ m}^3$, ce qui permet une autonomie de 4 minutes.

– **Rebouilleur X56C :**

Le rebouilleur fournit les calories nécessaires à la vaporisation des produits de fond du débutaniseur, avec le principe du thermosiphon. Son fonctionnement se fait que par l'existence d'un niveau constant de liquide au fond de colonne, l'autre partie du fond sert au soutirage des produits de fond de la colonne.

– **Pompes de reflux X53 J/JA**

Pression d'aspiration : $4,34 \text{ bars}$

Pression de refoulement : $6,8 \text{ bars}$

Débit maximum : $60,6 \text{ m}^3/\text{h}$

Débit normal : $54,5 \text{ m}^3/\text{h}$

Débit minimum : $17 \text{ m}^3/\text{h}$

– Pompes de réinjection X56 J/JA

Pompe verticale avec multiplicateur

Vitesse de rotation du moteur : 3000 rpm

Vitesse de rotation pompe : 19000 rpm

Pression aspiration : 5 bars

Pression refoulement : 50 bars

Débit maximum : 9,8 m³/h

Débit normal : 8,6 m³/h

Débit minimum : 3,2 m³/h

La position verticale de ces pompes permet une alimentation constante de l'impulseur. Elle permet aussi un montage mécanique plus facile. Ces pompes possèdent un circuit d'huile refroidit à l'EDM (température maintenu entre 60 et 90 °C), l'étanchéité de la pompe est assurée par une garniture mécanique double avec un circuit de méthanol.

– Refroidisseur de gazoline X62C

C'est un refroidisseur à EDM.

Côté tubes : pression maximale 10,3 bars avec un débit d'EDM maximal de 150 m³/h, DP inférieur à 0,8 bars.

Côté calandre C₅⁺ : pression maximale 7,6 bars avec un débit maximal de 17 t/h.

– Réchauffeurs FG et XV**a. Réchauffeurs de FG X57CA/CB**

Deux échangeurs à tubes, travaillant avec du C₃ de X01F (12,3 bars et 33 °C), réchauffent tous les débits venant des parties de l'unité et allant vers le FG. Le C₃ (côté calandre) retourne vers le 105F après avoir réchauffé les débits FG (côté tubes) via la TV 1- 531.

b. Rôle des XV

Lors d'un bas débit au refoulement du compresseur 104 J, il y a risque d'augmentation du pouvoir calorifique du FG par le fait que :

- le bas débit 104 J (gaz pauvre en pouvoir calorifique) indique un volume moins important
- les vapeurs de rejet du fractionnement, riches en pouvoir calorifique, seront proportionnellement plus importantes.

Chapitre II : Description de la Section Fractionnement

- Le compensateur du pouvoir calorifique des chaudières fera fermer progressivement l'alimentation gaz vers les chaudières.
- Afin d'éviter que cela entraîne des perturbations, un FSL (4324 Nm³/h) situé au refoulement du 104 J fermera les XV 703,705 vers FG et ouvrira la XV 704 vers torche froide. Le PIC 717 régulera la pression à 2.5 bars.

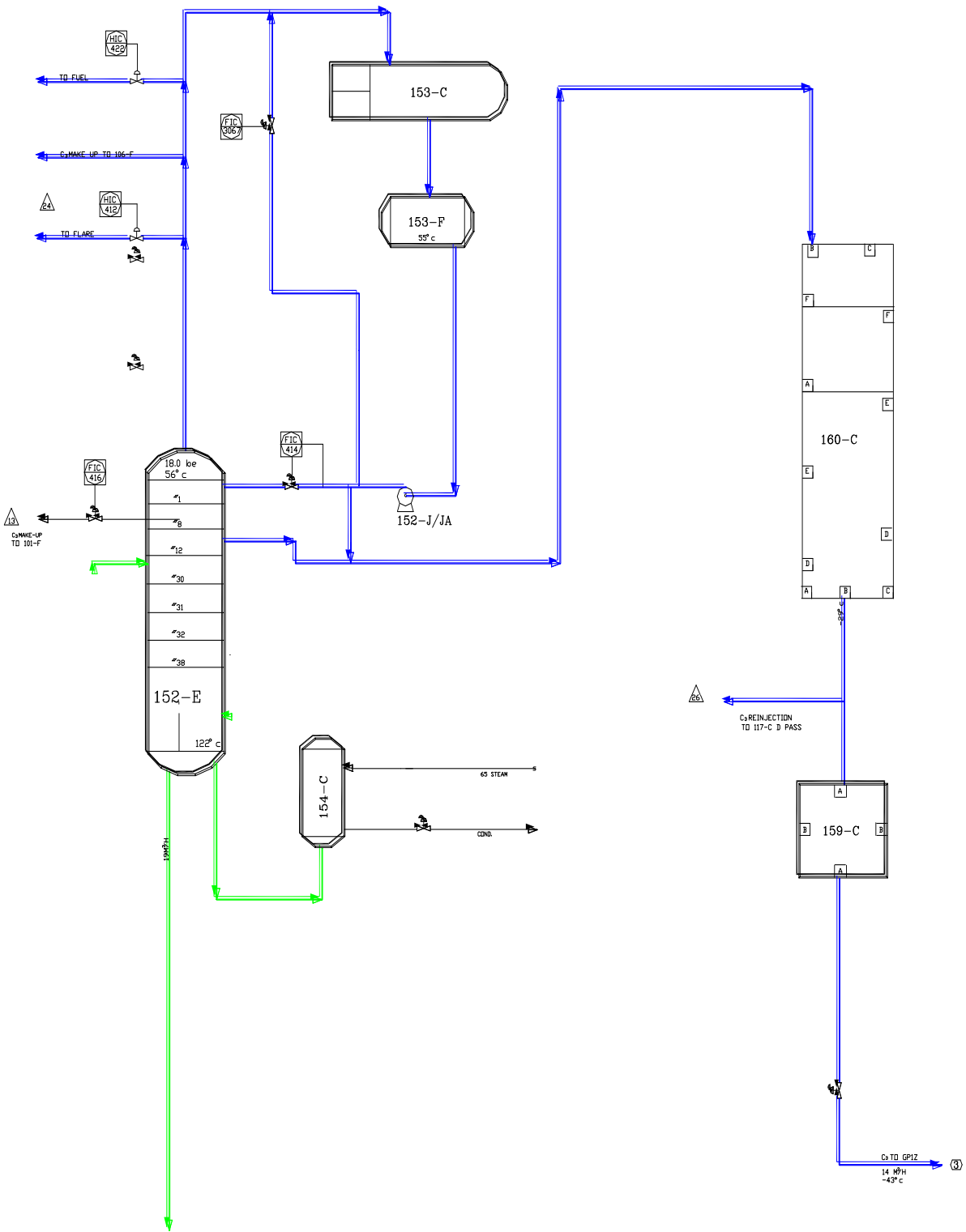


Figure 5: Section Dépropanisation

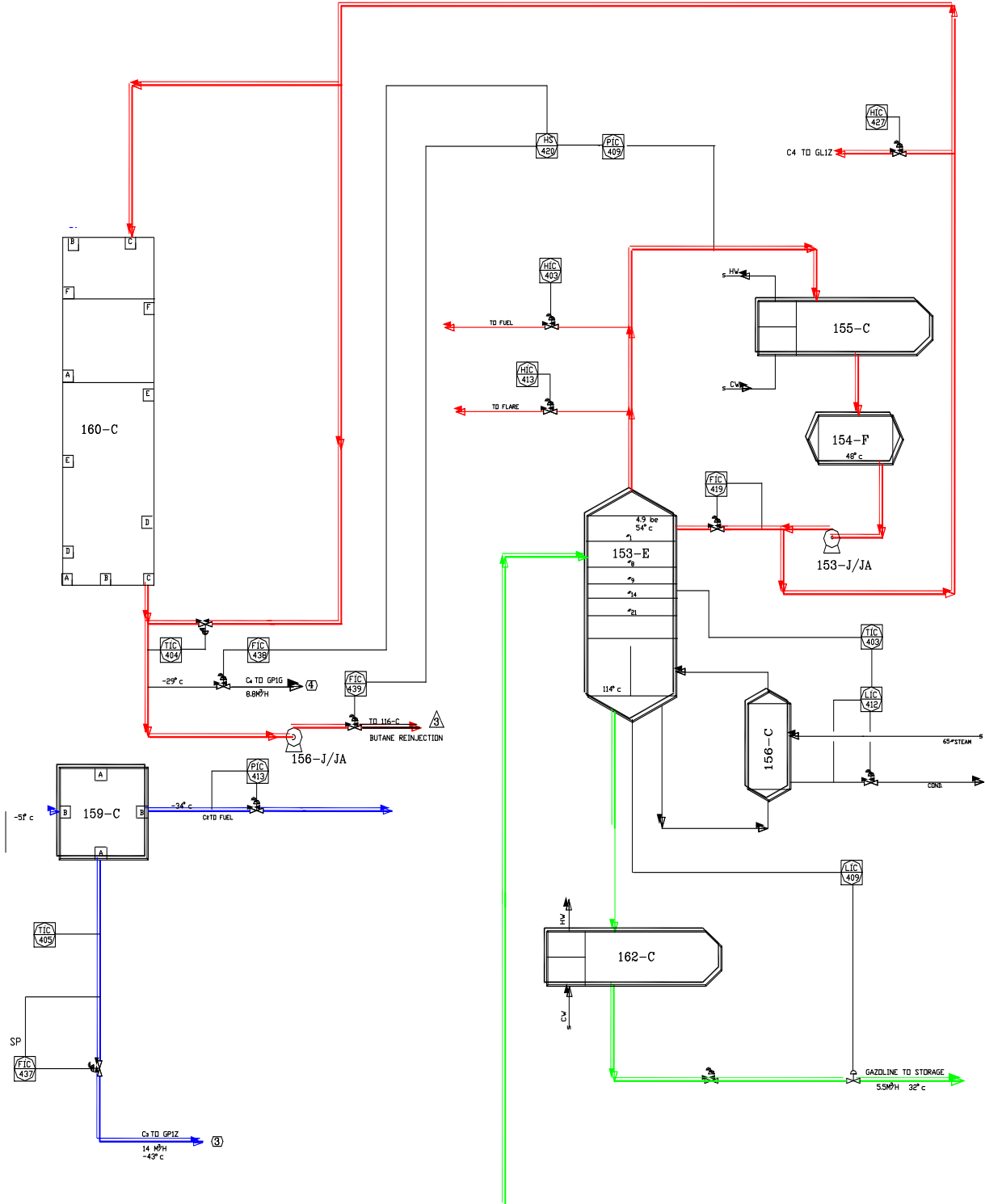


Figure 6: Section Débutanisation

Chapitre III : Partie expérimentale**III. Problématique**

En 1994, le complexe GL2/Z a procédé à la rénovation de ses installations pour augmenter sa capacité de production.

Cette rénovation des installations étalée sur plusieurs mois, devait se traduire non seulement par la réfection des équipements ou par leur remplacement pur et simple, mais également par l'adaptation de l'outil de production moyennant des modifications de certaines sections du procédé et des utilités.

En ce qui concerne ce dernier point, l'étude technique préalable effectuée par Pullman Kellog a reposée sur les nouvelles données d'exploitation qui sont parfois assez éloignées de celles de la construction.

C'est ainsi que le gaz naturel d'alimentation du complexe présente une composition beaucoup plus légère que celle prise en compte par le projet d'origine.

A partir de là, les installations auxiliaires existantes au GL2/Z ont été évaluées et de nouveaux systèmes ont été étudiés pour tenir compte de ces nouvelles données.

L'ensemble des équipements et des tuyauteries de GL2/Z ont été évalués en vue des conditions de retenues pour la phase III.

Pour ce qui est de la section fractionnement, une grande partie des paramètres d'origines ont été maintenus dans le cadre de la phase III.

Les systèmes de fractionnement associés aux trains de GNL pouvaient traiter les produits de fond de la tour de lavage à 115 % de leurs capacités nominales, d'où la nécessité d'améliorer la production de GNL et de GPL, en outre le propane objet de notre étude.

L'analyse des performances, après l'arrêt des travaux de rénovations a permis de mettre en évidence une évolution dissemblable des productions de GNL et de GPL. En effet le service PP a constaté l'absence d'harmonie entre ces deux productions, c'est-à-dire que l'accroissement de la production observé pour le GNL n'a pas été accompagné d'une augmentation de la production de GPL.

Afin de répondre à cette préoccupation, nous avons entamé une étude qui consiste à déterminer les causes susceptibles d'affecter la production de propane.

Tableau 4 : Production selon le design

Produits	Charge légère	Charge lourde
Propane (t/jour)	134,45	260
Butane (t/jour)	94,56	176
Gazoline (t/jour)	32,47	-

Malheureusement, la mise en exploitation du complexe GP1/Z en mars 1984 a contraint le complexe GL2/Z, à ne plus recevoir une charge d'alimentation en gaz naturel de composition conforme au design et cela en raison de l'arrêt de la réinjection des GPL produits au niveau des champs de Hassi R'mell.

Les GPL sont désormais acheminés directement par oléoducs vers le complexe GP1/Z pour y être traités et exportés. Par ailleurs, les travaux de rénovations ont débuté en 1994 pour augmenter la capacité contractuelle de production, par la rénovation des installations de liquéfaction et surtout dans le but de pouvoir traiter une charge supérieure à celle prévue initialement, c'est-à-dire aller si possible vers un taux de charge de 115 %.

Une fois les travaux achevés, la rénovation a été considérée comme succès du point de vue de l'augmentation de la production de GNL, le but essentiel recherché par le complexe.

Néanmoins cette progression n'a pas influencé sur la production de GPL, en outre le propane. Que l'on qualifie comme produit stratégique de notre époque. Il faudrait noter toutefois que les équipements des sections de fractionnements des 6 trains n'ont pas subi de modifications pour atteindre les 115 % de charge. Alors que le débit de propane réfrigérant a été augmenté jusqu'à 21 kmole/h après rénovation alors que pour la conception d'origine le débit n'est que de 8 kmole/h.

Pour une meilleure compréhension du problème, nous avons pensé qu'il serait judicieux de notre part de procéder au préalable à une étude statistique de la production du complexe, durant la période de 2014 à 2019, cette étude devrait nous permettre de suivre non seulement la production du GNL mais aussi celle du propane, l'objet de notre préoccupation.

III.1. Etude statistique

L'étude statistique que nous avons entamée avec l'aide du service PP peut être traduite par les graphes suivants :

La (**Figure 7**) nous montre une diminution de la production de 2014 à 2019, avec une légère augmentation en 2015, mais cette production reste toujours au dessous de la valeur minimale requise.

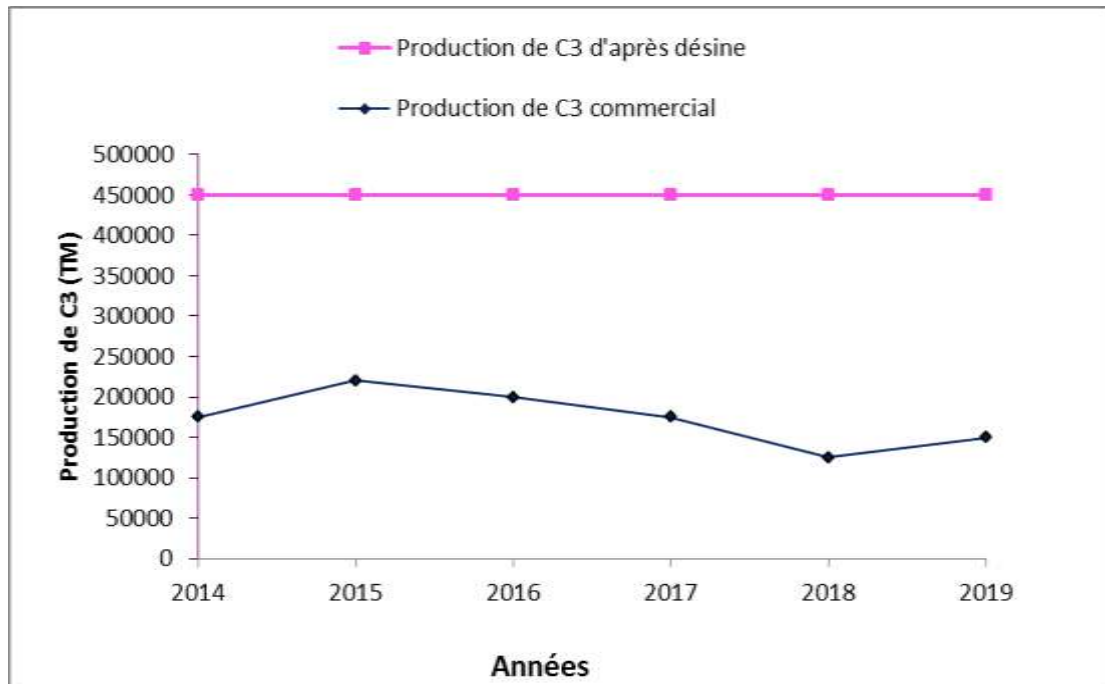


Figure 7: Evolution de la production de propane

La production de propane comme produit fini reste inférieure à celle relative à la période allant de 2014 à 2019.

Cela signifie que la production de propane commerciale n'a jamais satisfait, en fait l'objectif visé lors de la conception du complexe.

Pour pouvoir déterminer les causes et les contraintes qui influent réellement sur cette production, nous avons entrepris un suivie de la production au niveau de la section fractionnement pendant quelques jours et avons fait des bilans de matière autour des colonnes (DC_3 , DC_4) de la section et pour finir nous avons calculé le taux de récupération de propane et butane pour chaque équipement.

III.2. Calcul du bilan de matière

Pour pouvoir déterminer les causes qui peuvent influencer sur la production de propane.

Le calcul du bilan de matière a été effectué pour un fonctionnement réel du train 400. La raison pour laquelle notre choix c'est porté sur ce train réside dans le fait que le train 400 comparé aux autres a produit la plus faible quantité de propane pendant l'année 2019, (**Figure 8**). Sans oublier de ne souligner qu'aucun train n'a pu atteindre la production design.

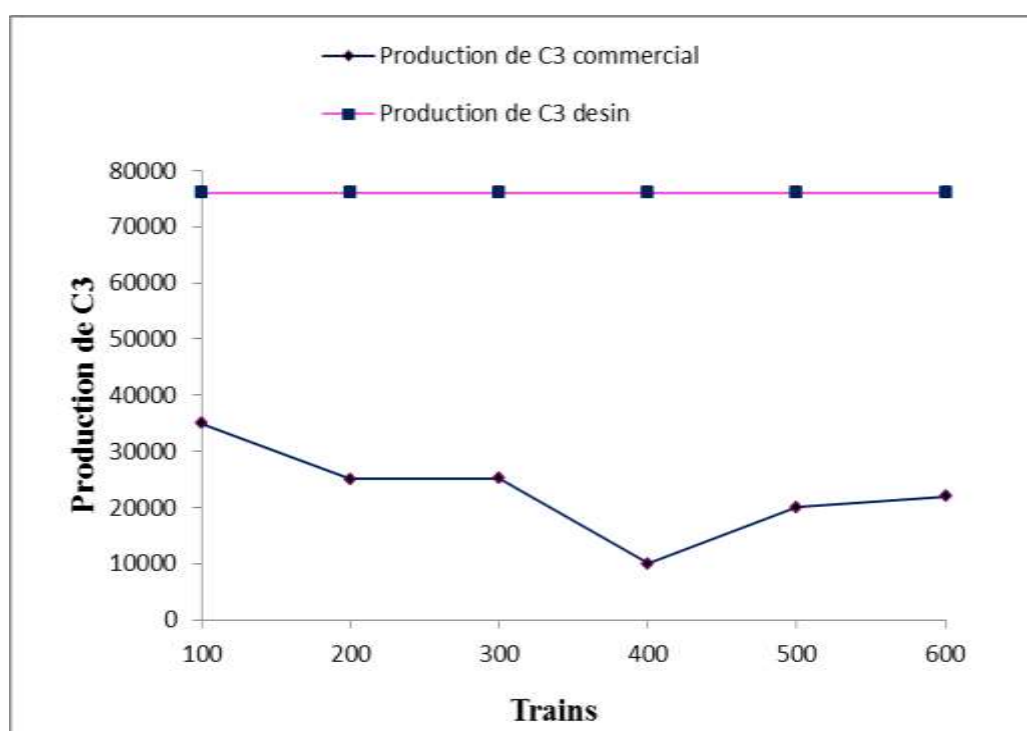


Figure 8: Production de propane commercial pour l'année 2019

III.2.1. Calcul du Bilan de Matière

Nous avons établi les bilans de matière pour chaque tour séparément, pour cela avec l'aide de Mr GORINE nous avons demandé quelques analyses qui se fassent pendant une semaine à des endroits bien déterminés. En effet le service laboratoire n'effectue que quelques analyses routinières au niveau de la section fractionnement, tels que l'analyse des gaz de tête de la tour de lavage 401E, tête du 451E, tête du 452E, soutirage appoint C₃. Alors que sur demande nous avons pu obtenir les analyses du fond de la 401E, 451E, 452E.

En plus des analyses nous avons suivi les paramètres de marche des colonnes de fractionnement (débit, température, pression). Au début, il a fallu s'assurer de l'exactitude des valeurs affichées au niveau de la salle de contrôle DCS.

A partir des débits, en se basant sur les analyses effectuées aux entrées et sorties de chaque colonne de fractionnement, les bilans de matière ont été calculés au niveau de :

- La tour de lavage 401E.
- Le dééthaniseur 451E.
- Le dépropaniseur 452E.
- Le débutaniseur 453E.

Le débit moyen enregistré à l'entrée du train 400 pendant le mois de mars 2019 a été pris à partir des « tags number » enregistré au PHD voir annexes.

La raison pour laquelle ces débits ont été pris au lieu des débits d'alimentation de la tour de lavage est l'absence de débitmètre à l'entrée de cette tour.

Pour convertir ce débit en débit molaire, il faut avoir certaines données et utiliser quelques relations de thermodynamique :

Au début il faut calculer les débits dans les conditions réelles soit, de Nm³/h en m³/h pour cela il faut utiliser la loi de Guy Lussac pour les gaz réels :

$$\frac{P_1 Q_1}{T_1} = \frac{P_2 Q_2}{T_2} \quad (1)$$

Où :

L'indice (1) correspond aux conditions normales soit **0 °C** et **1.013 bar**.

L'indice (2) correspond aux conditions réelles de fonctionnement. Soit **42 °C** et **41.43 bars**.

$$V_2 = \frac{P_1 V_1 T_2}{T_1 P_2} \quad (2)$$

D'après la loi des gaz réels on a :

$$\rho = \frac{P.M_w}{Z.R.T} \quad (3)$$

ρ : Masse volumique du gaz

P : Pression du GN à l'entrée du train.

M_w : Masse molaire du GN :

R : Constante des gaz parfaits.

$$M_w = \sum X_i M_i \quad (4)$$

X_i: fraction molaire de chaque constituant

M_i : Masse molaire de chaque constituant

Le Z est déduit directement de l'annexe en fonction des coordonnées réduites (Tr, Pr) tel que :

$$\mathbf{Tr} = \frac{\mathbf{T}}{\mathbf{T}_{cm}} \quad (5)$$

$$\mathbf{Pr} = \frac{P}{P_{cm}} \quad (6)$$

T_{cm} : Température pseudo critique

P_{cm} : pression pseudo critique

$$T_{cm} = \sum X_i T_{ci} \quad (7)$$

T_{ci} : Température critique de chaque constituant

$$P_{cm} = \sum X_i P_{ci} \quad (8)$$

P_{ci} : Pression critique de chaque constituant

Après avoir calculé la masse volumique, il ne reste plus à calculer le débit massique du GN et ensuite le débit molaire.

$$Q_m = Q \times \rho \quad (9)$$

$$\mathbf{F} = \frac{\mathbf{Q}_m}{\mathbf{M}_w} \quad (10)$$

Le débit molaire de chaque constituant peut être calculé :

$$F_i = F \times X_i \quad (11)$$

Les valeurs de tous les paramètres à l'entrée du train 400 sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau 5 : les paramètres à l'entrée du train 400

composition	Xi (mole)	Mwi (lb/lb-mole)	Xi*Mwi	Tc (°R)	Xi*Tc	Pc (Psia)	Xi*Pci	Vc (ft3/lb)	F (Nm3/h)	F (kmole/h)
CO ₂	0,00502	44,0100	0,2209	547,73	2,7496046	1069,5	5,3689	0,0342	1393,5477	62,216935
He	0,00185	4,0026	0,0074	9,69	0,0179265	32,99	0,061	0,2300	513,55841	22,928552
N ₂	0,05459	28,0134	1,5293	227,51	12,419771	492,8	26,902	0,0510	15154,137	676,57818
C ₁	0,83434	16,0430	13,3853	343,34	286,4623	667	556,5	0,0988	231612,07	10340,653
C ₂	0,07417	30,0700	2,2303	550,07	40,798692	707,8	52,498	0,0783	20589,528	919,24902
C ₃	0,01953	44,0970	0,8612	665,92	13,005418	615	12,011	0,0727	5421,5113	242,05114
iC ₄	0,00319	58,1230	0,1854	734,41	2,3427679	527,9	1,684	0,0714	885,54127	39,536259
nC ₄	0,00452	58,1230	0,2627	765,51	3,4601052	548,8	2,4806	0,0703	1254,7481	56,020029
iC ₅	0,00103	72,1500	0,0743	828,96	0,8538288	490,4	0,5051	0,0684	285,92712	12,765626
nC ₅	0,00114	72,1500	0,0823	845,7	0,964098	488,1	0,5564	0,0695	316,46302	14,128945
C ₆ ⁺	0,00062	86,1770	0,0534	911,8	0,565316	439,5	0,2725	0,0688	172,11147	7,6841633
H ₂ O	0	18,0153	-	1165,11	0	3200,1	0	0,0498	0	0
Total	1,000		18,89		363,64		658,84		277599,143	12393,812

Pour obtenir la composition du GN à l'entrée de la tour de lavage il suffit de soustraire la quantité de CO₂.

$$F_{\text{entrée tour de lavage}} = F_{\text{entrée train}} - F_{\text{CO}_2} \quad (10)$$

Si on se réfère au schéma de la tour de lavage, le débit de distillat peut être calculé à partir du bilan de matière globale autour de la colonne de la tour de lavage, soit :

$$F = D + R$$

Ou encore

$$R = F - D \quad (11)$$

F_T : Débit entrée tour de lavage

R : débit du fond de la tour de lavage

D : Débit distillat de la tour de lavage

Le bilan de matière pour le propane s'écrit :

$$F \times X_{c_3} = D \times Y_{c_3} + R \times X_{c_3} \quad (12)$$

Avec :

X_{C_3} : Fraction de C_3 à l'entrée de la tour de lavage

Y_{C_3} : Fraction de C_3 dans le distillat

X'_{C_3} : Fraction de C_3 dans le fond de la tour de lavage

En remplaçant l'équation (11) dans l'équation (12) on obtient :

$$D = \frac{Z_{C_3} - X'_{C_3}}{Y_{C_3} - X'_{C_3}} \times F$$

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau 6: bilan de matière de la tour de lavage

composition	Alimentation		Tête		Fond	
	Xi (mole)	Fi (kmole/h)	Yi (mole)	Di (kmole/h)	X'i (mole)	Ri (kmole/h)
He	0,00194	23,9233	0,0018	21,6158682	0	0
N2	0,05515	680,0875	0,05394	647,755517	0,0614	19,818639
C1	0,84143	10376,1738	0,86252	10357,8437	0,0468	15,1060636
C2	0,07506	925,6095	0,07264	872,32037	0,15079	48,6718659
C3	0,01935	238,6164	0,00898	107,839165	0,40516	130,777195
IC4	0,00293	36,1316	0,00011	1,32096972	0,0985	31,7937449
NC4	0,00414	51,0528	0,00001	0,12008816	0,14412	46,5189291
IC5	0,00102	12,5782	0	0	0,03559	11,4877095
NC5	0,00107	13,1948	0	0	0,03733	12,0493452
C6+	0,00058	7,1523	0	0	0,02031	6,55564426
Total	1,000	12331,5948	1,000	12008,81567	1,000	322,77914

A partir de ces données nous pouvons calculer le taux de récupération du C_3 et C_4 au fond de la tour de lavage :

$$\tau_{C_3} = \frac{R_{C_3}}{F_{C_3}}$$

$$\tau_{C_4} = \frac{R_{C_4}}{F_{C_4}}$$

De la même façon on traite les autres colonnes pour obtenir les tableaux suivants :

Tableau 7: bilan de matière Déethaniseur

composition	Alimentation		Tête		Fond	
	Xi (mole)	Fi (kmole/h)	Yi (mole)	Di (kmole/h)	X' i (mole)	Ri (kmole/h)
N2	0,0614	19,818639	0,25753	17,5511987	0	0,000000
C1	0,0468	15,1060636	0,21351	14,5511453	0	0,000000
C2	0,15079	48,6718659	0,5051	34,423603	0,05701	14,516290
C3	0,40516	130,777195	0,02381	1,62270043	0,50723	129,154494
IC4	0,0985	31,7937449	0,00001	0,00068152	0,12296	31,308946
NC4	0,14412	46,5189291	0	0	0,18232	46,423609
IC5	0,03559	11,4877095	0	0	0,04485	11,420025
NC5	0,03733	12,0493452	0	0	0,0473	12,043861
C6+	0,02031	6,55564426	0	0	0,0257	6,543916
Total	1,000	322,7791	1,000	68,1493	1,000	251,4111

Tableau 8: bilan de matière Dé-propaniseur

composition	Alimentation		Tête		Fond	
	Xi (mole)	Fi (kmole/h)	Yi (mole)	Di (kmole/h)	X' i (mole)	Ri (kmole/h)
C2	0,005701	1,45162899	0,0082	1,06607503	0,00344	0,428686
C3	0,50723	129,154494	0,99172	128,932674	0,00178	0,221820
IC4	0,1396	35,5459405	0,0001	0,01300092	0,28457	35,462525
NC4	0,21077	53,6677499	0	0	0,4301	53,598172
IC5	0,04485	11,4200246	0	0	0,09165	11,421233
NC5	0,0473	12,0438609	0	0	0,09656	12,033107
C6+	0,0445	11,3309051	0	0	0,09091	11,329016
Total	1,000	254,6146	1,000	130,0118	1,000	124,4946

Tableau 9: bilan de matière Dé-butaniseur

composition	Alimentation		Tête		Fond	
	Xi (mole)	Fi (kmole/h)	Yi (mole)	Di (kmole/h)	X' i (mole)	Ri (kmole/h)
C2	0,00344	0,42868568	0	0	0	0,000000
C3	0,00178	0,22181992	0,0024	0,2210532	0,00002	0,000650
IC4	0,28457	35,4625246	0,38393	35,362061	0,00309	0,100463
NC4	0,4311	53,72279	0,58331	53,726054	0,00522	0,169715
IC5	0,09165	11,4212334	0,01981	1,8246098	0,29883	9,715692
NC5	0,09656	12,0331074	0,003998	0,3682378	0,3445	11,200536
C6+	0,09091	11,3290161	0	0	0,3483	11,324083
Total	1,000	124,6192	1,000	91,5020	1,000	32,5111

Le taux de récupération de C_3/C_4 dans chaque colonne est regroupé dans le tableau suivant :

Tableau 10: taux de récupération

	τ_{C_3} %		τ_{C_4} %	
	design	réel	design	réel
Tour de lavage	90	54,03	99,67	94
D-C ₂	86	53,36	98	94
D-C ₃	80	53,26	97,20	93,33
D-C ₄	-	-	97	93

Remarque :

Il existe un écart très important pour la récupération de C3 par rapport au DESIGN.
 Contrairement au C4 où on voit clairement que leur récupération est proche à celle du DESIGN.

Simulation et optimisation

III.3.1. Objectif

Etudier la possibilité d'optimiser la production des GPL (C_3 et C_4) avec la charge actuelle, et réduire l'écart par rapport au design. Nous avons procédé à vérifier les paramètres de marche à savoir la température, le taux de reflux, et la qualité des produits finis.

Pour le calcul des paramètres de dépropaniseur et le débutaniseur, nous avons utilisé le simulateur **HYSYS V 7.3** qui utilise l'équation d'état **Peng Robinson**.

III.3.2. Vérification des calculs design par simulation DC₃, DC₄

Le programme est testé pour les deux colonnes et les résultats obtenus sont comparés avec les résultats donnés par le design.

Les résultats de vérification sont présentés en annexe.

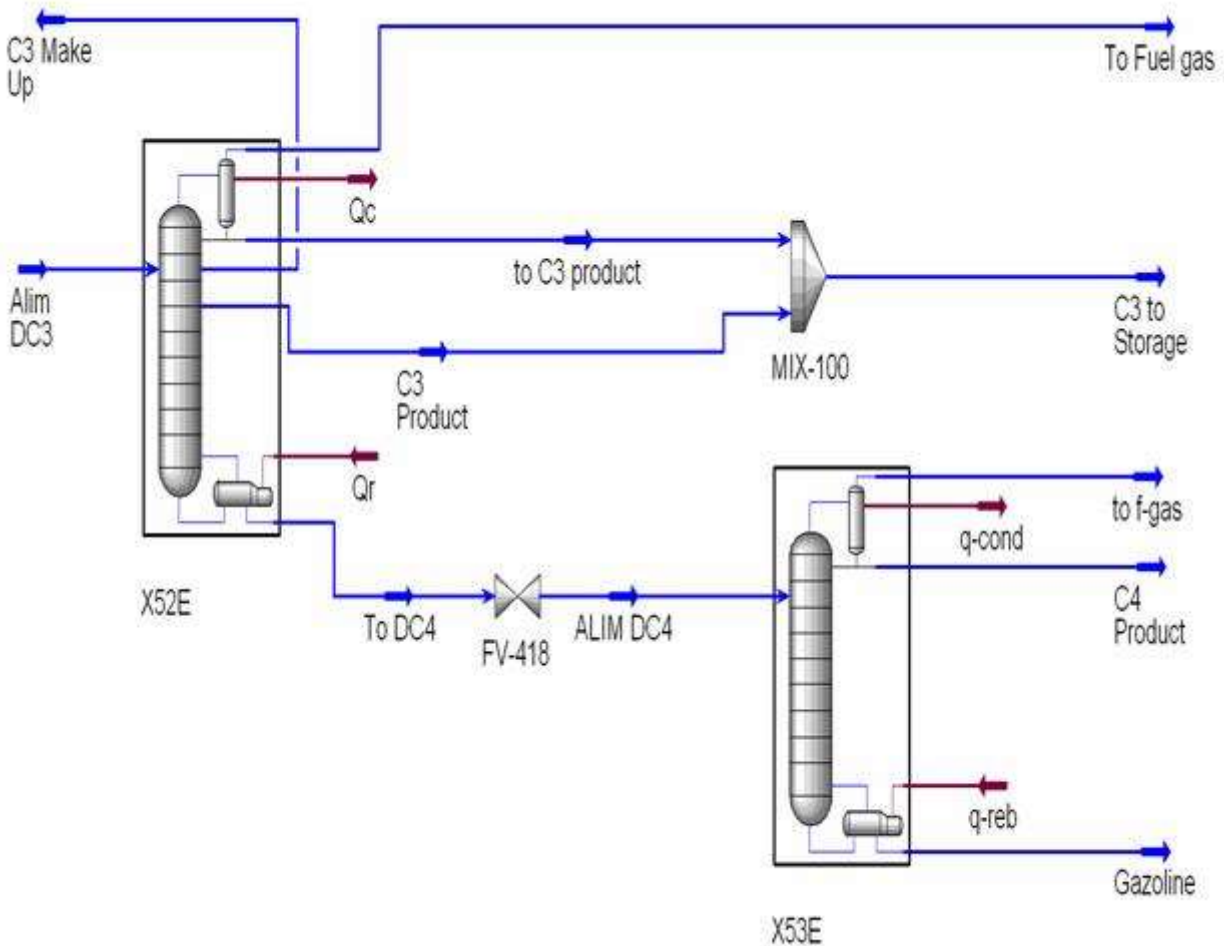


Figure 09 : simulation du procédé DC₃, DC₄

Tableau 11: simulation cas design

	Design	Design simulé	Erreur relative %
Débit C ₃ produit (m ³ /h)	26,91	25,13	6,6
Concentration C ₃ (%mole)	98,32	97,93	0,39
Débit C ₄ produit (m ³ /h)	13,73	13,93	1,4
Concentration C ₄ (%mole)	97,41	96,30	1,13

Les résultats obtenus par simulation coïncident avec les résultats du design avec une erreur Relative inférieur à l'erreur toléré ($\leq 10\%$).

III.3.3. Simulation du cas actuel

Paramètres de marche et caractéristiques des produits actuels

Tableau 12: Paramètres de marche

	Débit Alim (M ³ /h)	Pression (Bar)	T Alim (°C)	Production (M ³ /h)
DC ₃	45.54	18.36	80	13.54
DC ₄	-	6	72.1	9.96

Tableau 13: composition alimentation DC₃

Composition alimentation DC ₃	Fraction Molaire (%)
C ₂	0,0316
C ₃	50,723
IC ₄	11,835
NC ₄	21,077
IC ₅	5,519
NC ₅	6,352
C ₆ ⁺	4,175

Nous avons repris les paramètres de marche des colonnes DC₃/DC₄ et nous avons obtenus les résultats suivants :

Tableau 14 : simulation cas réel (Production)

Production (m ³ /h)	Cas réel	Cas réel simule	Erreur relative%
Propane	13,54	13.93	2,79
Butane	9,96	10,19	2,25

Les résultats détaillés sont présentés en annexe.

Tableau 15: simulation cas réel (Composition)

Composition (100 % mole)	Cas réel	Cas réel simule	Erreur relative %
C ₃	99,37	99,17	0,2
C ₄	94.05	94.85	0,8

Les résultats obtenus par le simulateur sont proche au cas réel (erreur ≤ 10 %), donc on a reproduisez notre cas actuel sur le simulateur **hysys**. Pour mener à bien cette étude et pour maximiser la production des C₃/C₄ nous avons pensé à une optimisation des paramètres de fonctionnement de la section étudié.

III.4. Optimisation des paramètres de Dépropaniseur

L'exploitation du simulateur HYSYS v7.3 pour les calculs des différents paramètres d'un équipement .il faut fixe certains caractéristiques de l'équipement, les produits ou paramètres de marche. Suivant le degré de liberté du system (nombre des inconnus).

Pour notre cas l'objectif recherche est l'optimisation de la production avec une qualité désire.

Les variables sont :

- La concentration.
- La température de plateau sensible.
- Le taux de reflux.

III.4.1. La concentration

Nous avons suivi la variation de la concentration de propane en fonction de la température du plateau sensible (N°38) pour différente valeur du taux de reflux et nous avons obtenus le graphe suivant :

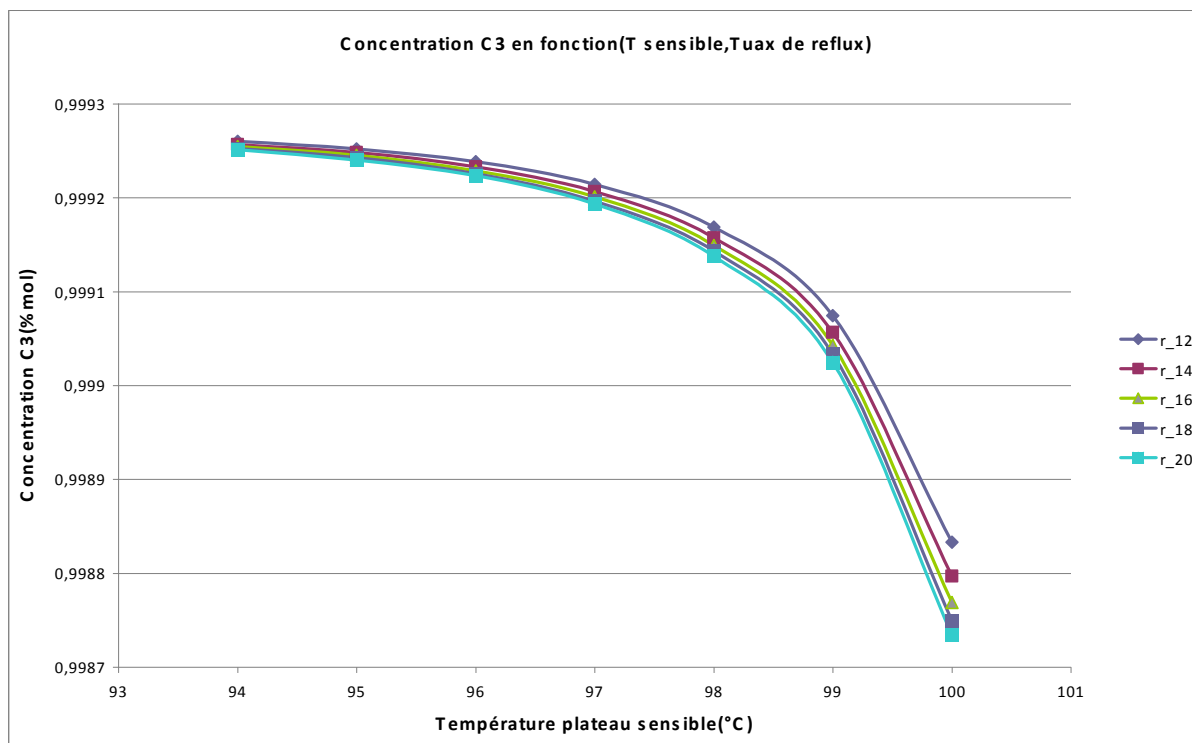


Figure 10: Concentration du C₃ en fonction de la température du plateau sensible et le Taux de reflux.

On remarque que la variation de la concentration de propane est inversement proportionnelle à l'augmentation de la température du plateau sensible et au taux de reflux, mais c'est une variation légère et toujours conforme à la spécification exigée ($C_3 = 98\%$).

III.4.2. Température du plateau sensible

Nous avons fait varier la température de plateau sensible et enregistré l'évolution de la production pour différent taux de reflux. Les résultats de vérification sont présentés en annexe. Les résultats obtenus sont présentés dans le graphe suivant :

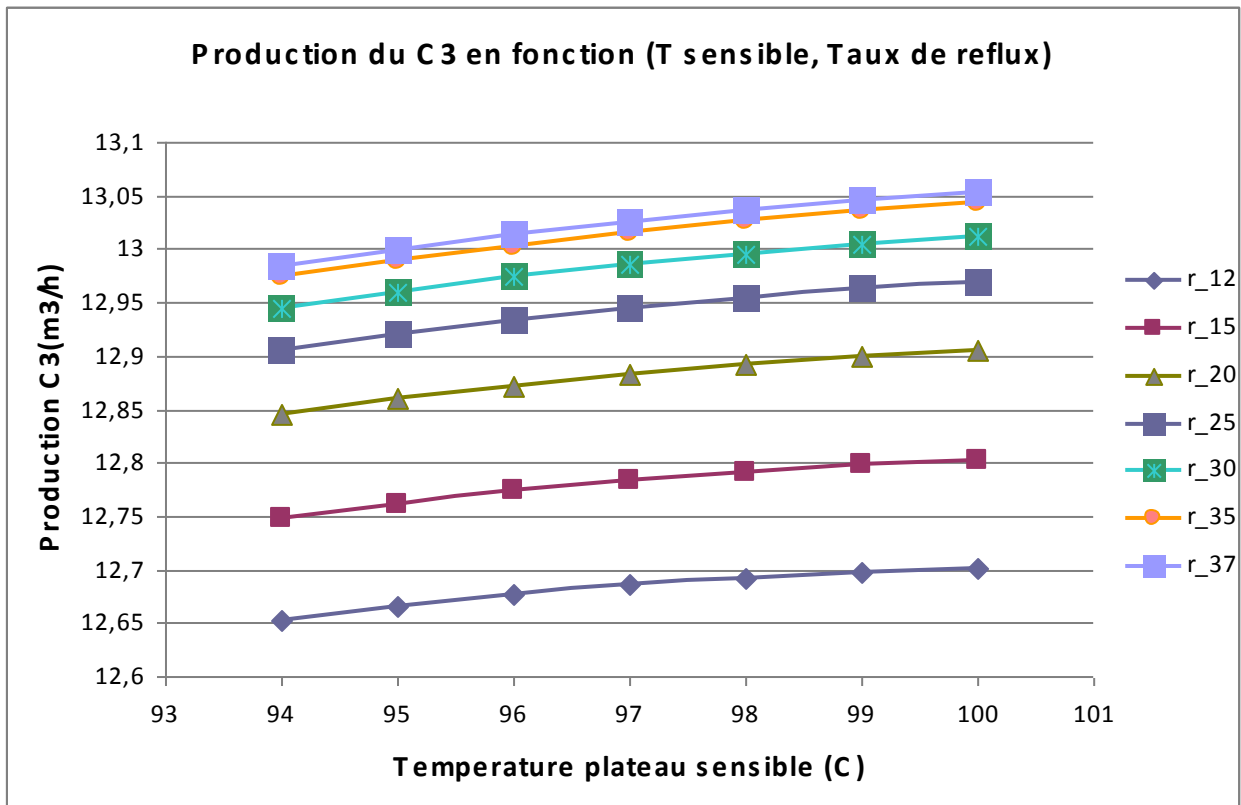


Figure 9: Production du C₃ en fonction (T sensible, Taux de reflux)

On remarque que la production est directement proportionnelle à l'augmentation de la température du plateau sensible et l'augmentation du taux de reflux, donc pour une température max du plateau sensible on favorise plus de récupération de C₃ dans la tête de la colonne.

Le système ne converge pas si la variation de la température de plateau sensible est en dehors de la fourchette (94-100) °C, donc on est limité par une température max de 100 °C.

III.4.3. Taux de reflux

Nous avons remarqué déjà que la production est directement proportionnelle au taux de Reflux, et pour limiter ce dernier on a intégré un autre paramètre important qui est la quantité d'énergie fournie par le rebouilleur.

Le graphe suivant représente la quantité d'énergie fournie par le rebouilleur en fonction de la température du plateau sensible pour une gamme de taux de reflux varié entre (12-37 %) :

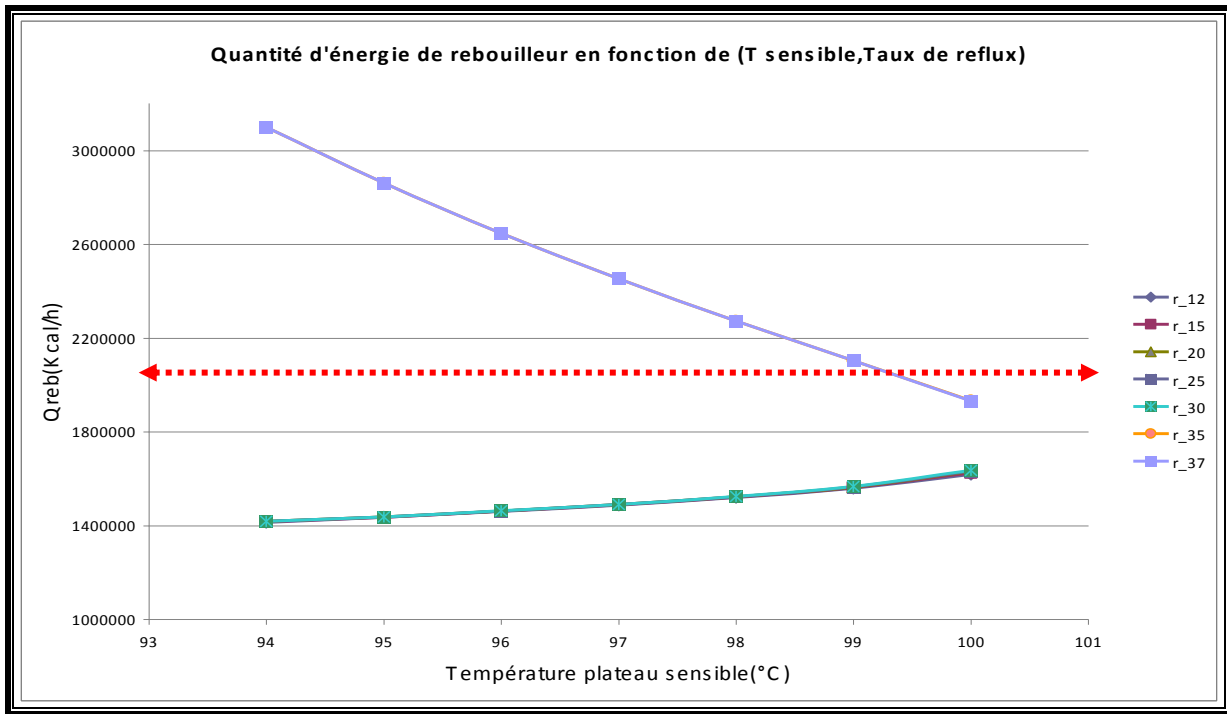


Figure 10: Quantité d'énergie de rebouilleur en fonction de la température plateau sensible et le taux de reflux)

La variation de la quantité d'énergie est légère pour un taux de reflux allant de (12 à 30 %) et toujours inférieur a la capacité maximale de notre rebouilleur X54C. Pour un taux de reflux supérieur à 30 on est contraint de travailler avec une quantité d'énergie élevée qui dépasse la capacité max de notre rebouilleur (2.10^6 kcal/h).

Donc nous avons optés à travailler avec un taux de reflux égal à 30 %.

Suivant les résultats de calcul les paramètres optimaux de marche sont :

- Un taux de reflux égale à **30 %**
- Une température de plateau sensible de **100 °C**
- Une concentration de propane égale a **99.48 %**.

Tableau 16: Comparaison avec les résultats actuels

Débit C ₃ produit (m ³ /h)		
actuel	calcul simulé	calcul optimisé
13.54	13.93	15

On remarque que la quantité optimisée né pas significatif ; où on peut justifier les pertes de propane soit par l'évacuation vers le système fuel gaz (HV-422), soit par l'appoint continu dans la boucle de propane (FV-416) et par l'appoint dans la boucle MCR (HV-418).

Conclusion générale

Rappelons que l'objectif de cette étude est l'optimisation de la récupération des GPL au niveau du complexe GL2/Z sans perturber la qualité du gaz naturel liquéfié.

Pour aboutir à une solution pratique qui répond à la spécification, cela a nécessité d'abord une bonne connaissance des paramètres de fonctionnement de la section fractionnement, qui sont obtenus grâce à un suivi minutieux effectué sur le Train 400 de production. Ce dernier nous a permis d'avoir une vue réelle sur le fonctionnement du circuit et l'utilisation du propane et butane au sein du complexe.

Ce suivi nous a permis de dégager par bilan de matière la quantité de GPL extraite actuellement.

Afin d'augmenter cette quantité nous avons entrepris une étude par simulation de dépropaniser et le débutaniseur de la section fractionnement, on jouant sur deux paramètres très importants pour le fonctionnement d'une colonne de distillation, le taux de reflux et la température du plateau sensible.

Le travail ainsi réalisé nous a permis d'une part de confirmer les quantités de GPL pouvant être exploitées et dont la qualité est conforme aux normes du marché, d'autre part de conclure effectivement à un manque à produire des GPL en raison des faits suivants :

- La composition du fluide de la boucle de propane contient un taux de C_2 important ce qui entraîne des appoints en propane pour d'une part corriger la composition et d'autre part compenser les pertes par évaporation dues à une mauvaise condensation dans les condenseurs de propane X02CA/CB.
- Augmentation de la pression de tête de dééthaniseur (présence de C_3 dans la tête de dééthaniseur) qui entraîne une ouverture instantanée de la vanne de sécurité ou le produit de tête y compris le propane va être évacué vers le système fuel gaz.

Les recommandations proposées en fin du présent mémoire seraient certainement très utiles si elles venaient à être appliquées par les exploitants du complexe.

Nous pensons qu'une simulation et une optimisation des paramètres de marche du Dééthaniseur X52E et la tour de lavage X01E, si elle doit être menée, va certainement compléter cette vaste étude.

Pour un meilleur fonctionnement des colonnes, nous recommandons les actions suivantes :

- ✓ Ajuster les paramètres de marche de la tour de lavage X01E et du Déethaniseur X52E pour récupérer le maximum de propane dans le fond.
- ✓ Ajuster le débit de reflux pour atteindre la température de tête désirée et vérifier la surface d'échange des condenseurs de tête des colonnes.
- ✓ Vérifier et remettre en état de marche des boucles de régulations et des transmetteurs défectueux.
- ✓ Remettre en état de marche des analyseurs en ligne pour un meilleur suivi des quantités des produits.
- ✓ Améliorer la surface d'échange du condenseur X02CA /CB par des nettoyages et/ou rebutage si nécessaire, ou bien améliorer le traitement de l'eau de mer au niveau de la station chloration.

Références

- [1] Manuel opératoire procédé MW.KELLOG Volume 3 GL2/Z
- [2] Soft fractionnement, Service formation GL2/Z
- [3] TECHNIQUE DE L'INGENIEUR
- [4] J.PIERRE WEITHIER TOME 1 TOME 2
- [5] Perry's chemical engineers hand book
- [6] http://fr.wikipedia.org/wiki/Gaz_de_p%C3%A9troles_liqu%C3%A9fi%C3%A9s
- [7] <http://www.butagaz.fr/utilisationgaz/tout-sur-le-gaz/propane.aspx>