



وزارة التعليم العالي و البحث العلمي
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR 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.. / GIP/2020

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER
ACADEMIQUE

Filière : Industries pétrochimiques

Option : Génie pétrochimique

Thème

*Optimisation du taux d'extraction d'éthane au
niveau du complexe GL2/Z*

Présenté par :

1. GUALLOUA Soumia.
2. KADDOUR Fatma.

Soutenue le 22/06/ 2020 devant le jury composé de :

Présidente :	DRIOUCH Aouatef	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	DELALI Halima	MAA	Université de Mostaganem
Encadrant :	MEROUANI Djilali Redha	Pr	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2019/2020



Remerciements :

Avant de commencer tout développement nous tenons à remercier DIEU le tout-puissant de nous avoir accordé la santé, la foi et la force pour accomplir ce modeste travail.

Nous remercions nos parents les êtres les plus chers au monde et nos familles qui nous ont soutenus tout le long de notre parcours.

Nous témoignons notre profonde gratitude à notre promoteur Mr. MEROUANI pour les efforts et les encouragements qu'il a fournis durant notre préparation, nous tenons à remercier également tous les enseignants pour leurs soutiens durant notre cursus.

Nous exprimons nos plus nobles remerciements à tout le personnel de la SONATRACH, complexe GL2/Z.

En particulier Mr. YAGoub TAMI, Mr. BENHLIMA MOHAMED

Nous tenons aussi à adresser nos vifs remerciements

Aux membres du jury d'avoir pris le temps

D'examiner notre travail et de leur

Honorable présence.

Liste d'abréviations

SONATRACH :société nationale pour le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures.

GN : gaz naturel.

GNL : gaz naturel liquéfié.

GL2/Z : complexe de liquéfaction du gaz naturel n°2 Arzew.

MEA : mono éthanol Amin.

MCR : multi composant réfrigérant.

EDM : Eau de mer.

PCS : pouvoir calorifique supérieur.

PCI :pouvoir calorifique inférieur..

APCI : atmospheric pressure chemicalionization.

GPL :gazpétroliersliquéfié.

GOR : Gas-oil Roil.

RTO :region transport ouest

BTU :british thermal unite.

DC1 : la colonne du dé-méthanisation.

DC2 : la colonne du dé-éthanisation.

DC3 : la colonne du dé-propanisation.

DC4 : la colonne du dé-butanisation.

EP : échangeur principale.

P : pression.

T : température.

V : volume.

Liste des Equipements :

E-101 :	Tour de lavage.
J/JA-106 :	Pompe à reflux tour de lavage.
F-108 :	Tambour à reflux tour de lavage.
F-145 :	Tambour de montée subite de dé-méthaniseur.
E-150 :	Dé-méthaniseur.
C-149 :	Condenseur dé-méthaniseur.
F-150 :	Tambour à reflux dé-méthaniseur.
J/JA-150 :	Pompe à reflux dé-méthaniseur.
C-150 :	Rebouilleur dé-méthaniseur.
E-151 :	Dé-éthaniseur.
C-151 :	Condenseur dé-éthaniseur.
F-152 :	Tambour à reflux dé-éthaniseur.
J/JA-151 :	Pompe à reflux dé-éthaniseur.
C-152 :	Rebouilleur dé-éthaniseur.
E-152 :	Dé-propaniseur.

Liste des figures.

Figure 1: Organisation SONATRACH	2
Figure 2: Situation géographique du complexe GL2/Z	5
Figure 3 : Les zones de complexe GL2/Z	7
Figure 4 : Schéma synoptique d'un train de liquéfaction	10
Figure 5 : Schéma réel de l'unité	28
Figure 6 : Schéma simulé de l'unité	28
Figure 7 : Les propriétés physicochimiques du DC1	29
Figure 8 : La composition du mélange gazeux à l'entrée du DC1.	29
Figure 9 : Les propriétés physicochimiques du DC ₂	30
Figure 10 : La composition du mélange gazeux à l'entrée du DC ₂	30
Figure 11 : Les propriétés physicochimiques du DC ₁	31
Figure 12 : La composition du mélange gazeux à l'entrée du DC ₁	31
Figure 13 : Les propriétés physicochimiques du DC ₂	32
Figure 14 : La composition du mélange gazeux à l'entrée du DC ₂	32

Liste des tableaux.

Tableau 1: Composition molaire du MCR.....	12
Tableau 2: Paramètre de marche de la pompe 151J/JA.....	19
Tableau 3: Exigence du procédé d'extraction.	21
Tableau 4: Les paramètres à l'entrée du train 400	22
Tableau 5: Bilan de matière de la tour de lavage.....	24
Tableau 6: Débit partiels et composition de l'alimentation du Déethaniseur.....	25
Tableau 7: Composition GNL produit actuellement et celle de design.....	25
Tableau 8 : Résultats récapitulatif.....	26
Tableau 9: Les paramètres de tour de lavage et DC2.....	27
Tableau 10: Les résultats récapitulatif	33

Sommaire :

Introduction	1
I.1Présentation de l'organisme d'accueil SONATRACH	2
I.1.1 Présentation du secteur de liquéfaction en Algérie	2
I.1.2 Organisation de SONATRACH	2
I.2 Historique du complexe GL ₂ /Z	3
I.3 fonction de l'usine :	3
I.4 Situation géographique du complexe :	5
I.5 Organisation du complexe GL ₂ /Z :	6
I.6 Présentation du complexe GL ₂ /Z :	7
I.6.1 Zone de process :	7
I.6.2 Zone Utilités :	8
I.6.3 Zone de stockage et chargement :	9
I.7- Procédé de liquéfaction du gaz naturel du GL ₂ /Z.	10
I.7.1 Section de traitement de gaz.....	11
I.7.1.1 Décarbonatation.	11
I.7.1.2 Déshydratation.	11
I.7.1.3 Démercurisation.	11
I.7.2 Section de séparation.....	11
I.7.3 Section liquéfaction.....	12
I.7.3.1 Elimination de l'azote du GNL.	12
I.7.4 Section compression.....	12
I.7.4.1 Système de réfrigération Propane (C ₃). (Annexe 5).....	12
I.7.4.2 Système de réfrigération mixte (boucle MCR). (Annexe 6)	12
I.7.5 Section fractionnement.....	13
I.7.5.1 Le dé-Ethaniseur.	13
I.7.5.2 Le dé-Propaniseur.	13
I.7.5.3 Le dé-butaniseur.	13
I.7.6 Chargement et Installation d'Expédition.....	13
II.La section fractionnement :	14
II. 1.Rôle de la section dans le procédé :	14
II.2 Utilisation des produits	15
II.2.1 Autres possibilités de sorties des produits :	15

II.2.2 Composition moyenne des produits :.....	16
II.3 La dééthanisation.	16
II.3.1 Direction des produits.	16
II.3.2 Description / caractéristiques techniques.....	17
III.4 La dé-propanisation.	19
II.4.1 Direction des produits :.....	19
II.5 Dé-butanisation.	20
II.5.1 Direction des produits ;.....	20
II.6 Recherche du point optimum de soutirage au niveau du procédé actuel.	21
II.7 Simulation du dééthaniseur.....	22
II.7.1 Calcul du débit de l'éthane dans la charge d'alimentation GN.	22
II.7.2 Conversion du débit du gaz d'alimentation F_{GN} en (Kmole/h).....	22
II.7.3 Calcul du débit de l'éthane dans alimentation de la tour de lavage.	23
II.7.4 Calcul du débit d'éthane dans l'alimentation de dé-éthaniseur.	25
La quantité de C2 extraite au niveau du dééthaniseur est estimée 1,46 T/h. dans la suite du calcul, nous calculons les pertes du C2 envoyer dans la haut de la tour du lavage.....	25
II.7.5 Calcul du débit de l'éthane dans le gaz naturel liquéfié GNL :	25
II.8 Simulation du procédé	27
II.8.1 Résultats de la simulation	29
Conclusion.....	34

Résumé :

Nous avons déroulé notre stage pratique au sein du complexe GL2/Z, nous a permis d'avoir des connaissances sur liquéfaction du gaz naturel . Nous avons visité les différentes installations de complexe, zone utilité, process et stockage. Le complexe GL2/Z liquéfié un produit fini le GNL qui expédie vers le marché national et international. Dans ce projet on va étudier l'extraction de l'éthane et suivre leur évolution dans le procédé du GN jusqu'à sa transformation d'état GNL .et déterminer le point optimale de soutirage pour récupérer une grande quantité de C₂, et on va utiliser logiciel HYSYS qui permet de comparer le résultat actuel avec le design et obtenir la quantité maximale de l'éthane, et voir son rendement économique.

Abstract:

We carried out our practical internship within the GL2 / Z complex, allowed us to have knowledge about natural gas liquefaction. We visited the different complex installations, utility area, process and storage. The liquefied GL2 / Z complex a finished product LNG which ships to the national and international market. In this project we will study the extraction of ethane and follow their evolution in the NG process until its LNG state transformation. and determine the optimal point of withdrawal to recover a large quantity of C₂, and we will use HYSYS software which allows to compare the current result with the design and obtain the maximum quantity of ethane, and see its economic return.

Introduction :

Parallèlement au pétrole, l'énergie gazière occupe une place très importante dans le marché mondiale grâce à ces propriétés énergétiques et écologiques. Le gaz naturel est la première source gazière mondiale vu l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental et écologique, il est souvent commercialisé sous forme liquéfiée.

La liquéfaction du gaz naturel est une technologie lancée depuis plus de 60 ans, utilisée depuis par plusieurs pays, notamment la France, la Belgique, l'Espagne, la Corée et les États-Unis. Il en va de même au Japon qui dépend à 100% du GNL importé pour répondre à ses besoins en gaz naturel. En Algérie, cette technologie a été lancée en 1963 et ne cesse de se développer d'année en année grâce à la construction de plusieurs complexes dont le complexe GL2/Z.

Le complexe GL2/Z parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures par SONATRACH, il est conçu pour transformer une quantité très importante de gaz naturel estimée à 10,8 million de m³. En parallèle de la liquéfaction, plusieurs soutirages gaziers sont extraits et commercialisés dont le GPL, la gazoline et le gaz éthane.

Notre travail s'intéresse à la zone d'extraction du C2 du gaz naturel au niveau de la section de fractionnement de l'ensemble des 06 trains de production du complexe GL2/Z.

Pour mener à bien notre étude, nous avons structuré notre mémoire comme suit :

1. Nous présentons une synthèse bibliographique composée d'une brève description du complexe GL2/Z et du procédé de liquéfaction utilisé.
2. Une partie pratique dont nous détaillons l'unité d'extraction du C2 puis nous essayerons d'augmenter la quantité du C2 extraite en simulant via le HYSYS un débit de 110% par rapport aux paramètres de design tout en faisant une comparaison avec l'état actuel.

I.1Présentation de l'organisme d'accueil SONATRACH

I.1.1 Présentation du secteur de liquéfaction en Algérie

En Algérie le plus important gisement de gaz naturel se trouve à **HASSI R'MEL** Découvert en 1956, s'étend sur une superficie de 3500 Km², la capacité de ce champ étant largement supérieur aux besoins du pays (90 milliards de m³), l'excédent est exporté vers l'étranger.

Le gaz extrait après traitement préalable est acheminé par pipe-line. Une partie ira vers les unités de liquéfaction de l'ouest du pays à Arzew aux GL1/Z, GL2/Z, GL3/Z dans le but de réduire le volume de gaz naturel 600 fois pour faciliter son transport et sa commercialisation.[1]

I.1.2 Organisation de SONATRACH

Le géant des hydrocarbures Algérien est structuré selon l'organigramme [1] suivant :

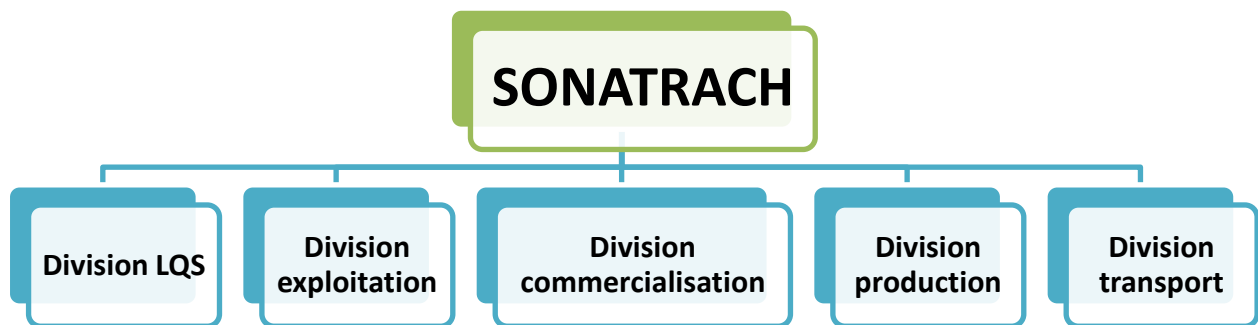


Figure 1: organisation SONATRACH

Notion que la division LQS (Label Qualité Système) est composée de 06 complexes :

- **GL₄/Z 1964** : production de gaz naturel liquéfié.
- **GL₁/Z 1972** : production de gaz naturel liquéfié.
- **GP₂/Z 1973** : production de gaz propane et butane liquéfié.
- **GL₁/K 1978** : production de gaz naturel liquéfié.
- **GL₂/Z 1981** : production de gaz naturel liquéfié.
- **GP₁/Z 1984** : production de gaz propane et butane liquéfié.
- Récemment **GL₃/Z** production de gaz naturel liquéfié.

I.2 Historique du complexe GL₂/Z

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 41.25 millions de m³/ jour de gaz naturel provenant des puits de **HASSI R'MEL**. [1]

- Signature de contrat 09 février 1976.
- Lancement engineering 15 avril 1976.
- Pose de la première pierre 21 février 1978.
- Début de montage mécanique 01 juillet 1981.
- Première expédition de GNL 20 juillet 1981.

- **Date de mise en service :**

A. Zone utilités :

- Achèvement mécanique : 26 novembre 1980.
- Production vapeur/électricité : 27 juillet 1980.
- Production des utilités : 25 janvier 1981.

B. Zone process(train 100) :

- Achèvement mécanique : 14 octobre 1981.
- Première production GNL : 29 juillet 1981.

C. Zone de stockage et chargement :

- Première production de juillet 1981.
- production cumulée GNL 1533000 m³ : 11 septembre 1981.

I.3 fonction de l'usine :

Le complexe GL₂/Z a été conçu pour liquéfier le gaz naturel provenant des champs gaziers de HASSI R'MEL, avec possibilité d'extraction du propane, du butane et de la gazoline. Le GNL (Gaz Naturel Liquéfié) est pompé et chargé dans des méthaniers spécialement conçus pour le transport cryogénique pour être expédié vers l'étranger.

Le complexe GL₂/Z comporte Six trains de liquéfaction indépendants fonctionnant en parallèle. La production des utilités nécessaires au fonctionnement des trains est comme suit :

L'air de service, l'azote, l'eau potable, l'eau de mer, l'électricité et la vapeur d'eau [1]. Pour cela le complexe dispose de :

- 01 chaudière basse pression d'une capacité de 50 T/h.
- 09 chaudières de procédé à haute pression d'une capacité de 122 T/h.
- 06 chaudières de procédé à haute pression d'une capacité de 400 T/h.
- 04 turbogénérateurs d'une capacité de 20MW chacun.

- 03 chaudières utilités d'une capacité de 90 T/h.
- 06 unités de dessalement d'une capacité de 45 T / h chacune.
- 01 station de pompage d'eau de mer.
- Une unité d'air de 5100 m³/h.
- 06 pompes de 32000m³/h chacune.

I.4 Situation géographique du complexe :

Le complexe de liquéfaction de gaz naturel GL2/Z est situé à BETHIOUA, implanté en bordure de la mer et à une distance de 40 Km à l'ouest d'Oran. Il s'étend sur une superficie de 72 hectares au sein de la zone industrielle d'Arzew. Il est limitrophe du complexe GL3/Z et KAHRAMA à l'Est et le complexe de liquéfaction de gaz naturel GL1/Z à l'Ouest, au Nord par la mer et au sud par le village de BETHIOUA.[1]



Figure 2: Situation géographique du complexe GL2/Z

Conditions Climatiques :

- ✓ Pression barométrique : 758 mm Hg.
- ✓ Températures :
 - Température moyenne maximale : 28.5 °C.
 - Température moyenne minimale : 9.6 °C.
- ✓ Elévation : 20 mètres au-dessus du niveau de la mer.
- ✓ Humidité relative : 76%.

Conditions Spécifiques :

- ✓ Atmosphère saline : Oui.
- ✓ Agressivité de l'air : Forte.
- ✓ Vent de sable : Très Faible.
- ✓ Gel : Très Peu.
- ✓ Poussière : Oui

I.5 Organisation du complexe GL2/Z :

Le complexe GL2/Z se devise en deux sous-directions à savoir :

- Sous-direction de l'exploitation : qui comprend le département production ; le département maintenance et le département des approvisionnements.
- Sous-direction du personnel : comprend le département ressources humaines ; le département moyen généraux et le département personnel. [1]
 - Les départements liés directement avec la direction dites structure de contrôle sont :
 - Le département technique.
 - Le département finance.
 - Le département sécurité.
 - Le département travaux neuf.

I.6 Présentation du complexe GL2/Z :

Le complexe GL2/Z est un procédé de liquéfaction avec une capacité de production théorique de 50400 m³/h de GNL. Il est prévu que chaque train de liquéfaction produira en moyenne 8 400 m³/h de GNL. Le complexe est doté de deux quais de chargement pour charger les méthaniers et chaque méthanier à une capacité moyenne de 125.000 m³ avec chaque réservoir de stockage ont une capacité de 100.000m³.le complexe GL2/Z est composé de 03 zone [1] distinctes :

- Zone de process.
- Zone des utilités.
- Zone de stockage et de chargement.



Figure 3 :les zones de complexe GL2/Z

I.6.1 Zone de process :

La zone de procédé est constituée de six trains identiques fonctionnant en parallèle. Ils sont alimentés par du gaz naturel en provenance de Hassi-R'mel à une pression de 46 bars et à des températures ambiantes. Chaque train est composé de sections [1] suivantes :

- Démercurisation.
- Décarbonatation.
- Déshydratation.
- Fractionnement des hydrocarbures et liquéfaction.

I.6.2 Zone Utilités :

Cette zone est essentiellement autonome et assure la fourniture de toutes les utilités pendant le démarrage et la mise en marche des six (06) trains de liquéfaction ainsi, de toutes les installations de production [1]. Elle consiste principalement à la production et la fourniture de ce que suit :

a) Energie électrique :

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. [1]

b) Vapeur :

Elle est fournie par un ensemble de chaudières de différents tonnages répartis [1] comme suit :

- Trois (03) chaudières HP (Haute Pression) de 90 Tonnes par heure chacune au niveau des utilités.
- Une (01) chaudière BP (Basse Pression) de 50 Tonnes par heure au niveau des utilités.
- Neuf (09) chaudières HP de 122 Tonnes par heure.
- Six (06) chaudières HP de 400 Tonnes par heure chacune au niveau de la zone de procédé.

c) Eau dessalée :

Elle est fournie par six (06) unités de dessalement produisant chacune 45 tonnes par heure utilisée comme eau d'appoint pour les chaudières.[1]

d) Air :

Il est fourni par quatre (04) compresseurs d'air permettant la production de l'air instrument servant pour toutes les installations de productions et de l'air service pour les autres besoins du complexe.[1]

e) Eau de refroidissement :

Elle est fournie par six (06) pompes d'eau de mer d'une capacité de 32000 m³ par heure chacune.[1]

I.6.3 Zone de stockage et chargement :

Le GNL est stocké à (-162°C) dans 3 bacs d'une capacité unitaire de 100 000 m³ chacun. Le chargement du produit est assuré au niveau de 2 quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers d'une capacité de 40 000 à 145 000 m³ GNL. Le stockage de la gazoline produite est assuré par deux (02) bacs de 14.500 m³ chacun.[1]

- **Conditions de stockage de GNL :**

- Masse moléculaire : 18,2 g/mol.
- Pression : 1,03 bar absolu.
- Température : -162°C.

I.7- Procédé de liquéfaction du gaz naturel du GL2/Z.

L'usine de liquéfaction de gaz naturel d'Arzew (GL2/Z) comprend 6 trains de liquéfaction indépendants fonctionnant en parallèle. Le gaz naturel d'alimentation est également distribué à chacun des trains par un réseau de canalisation. Le débit de gaz naturel distribué est d'environ 1.500.000 m³/h pour les 6 trains soit en moyenne 250.000 m³/h / train. Dans chaque train, le gaz naturel d'alimentation est traité pour éliminer le gaz carbonique et la vapeur d'eau, il est ensuite réfrigéré et distillé pour en extraire les hydrocarbures lourds et il est finalement liquéfié à -162°C. Une fois liquéfié, le gaz naturel est envoyé par pompage dans trois réservoirs de stockage sous une pression de 1,03 bar absolu, qui desservent l'ensemble des six trains. Il est prévu que chaque train de liquéfaction produira en moyenne 8 400 m³/h de GNL. Les réservoirs de stockage ont une capacité de 100 000 m³ chacun et la capacité totale de stockage correspond à la production de 5 journées complète de l'ensemble des 6 trains. Chaque méthanier a une capacité moyenne de 125.000 m³ et lorsque ces réservoirs sont préparés, le chargement s'effectue en 12h30 à raison d'un débit de chargement de 1.000 m³GNL/h. (Annexe 01) [1]

➤ Le procès schématisé d'un train se présente comme suit :

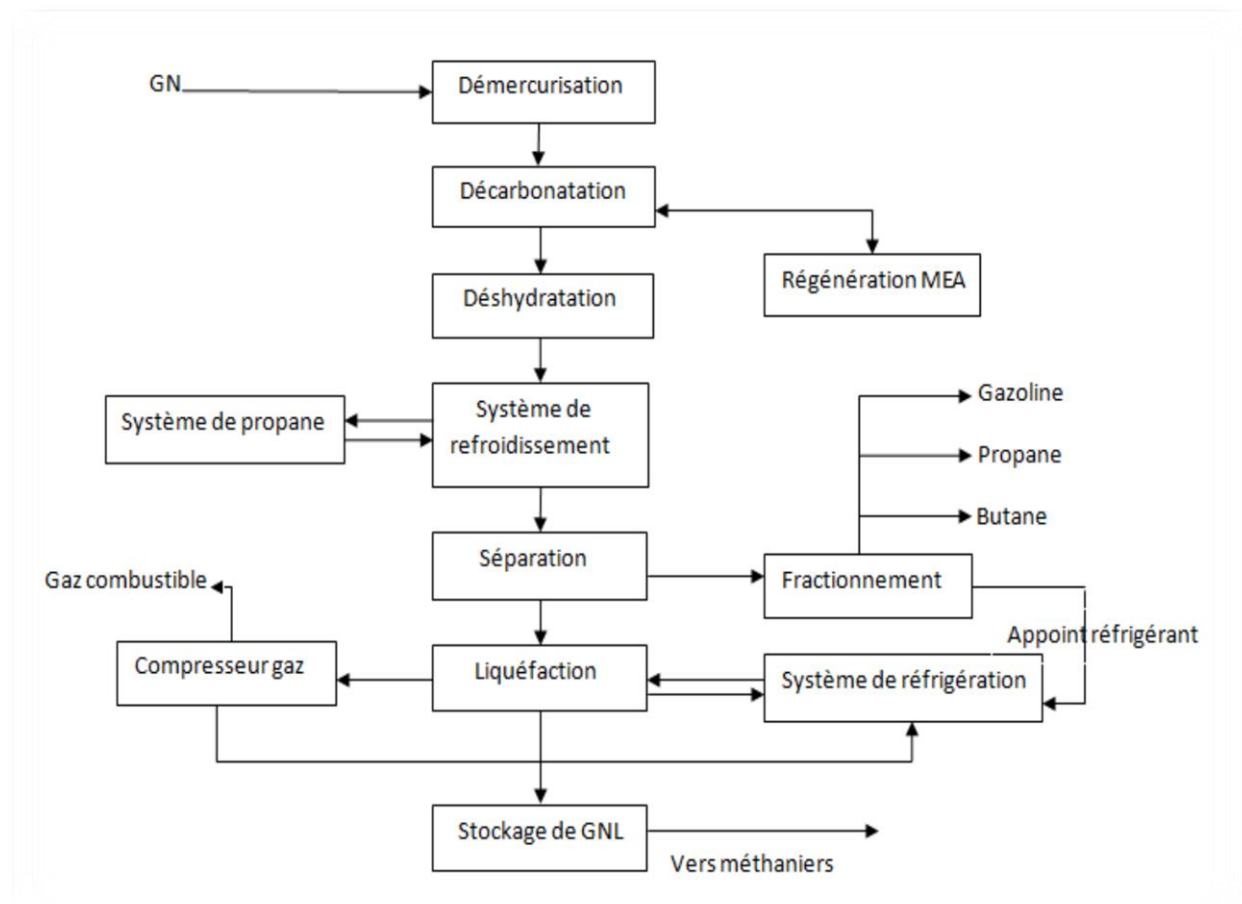


Figure 4 : schéma synoptique d'un train de liquéfaction

I.7.1 Section de traitement de gaz.

I.7.1.1 décarbonatation.

I.7.1.1.1 Elimination du CO₂ :

Le GN est chauffé à 38°C dans le préchauffeur de GN d'alimentation avant de pénétrer dans la colonne d'absorption du CO₂ par le bas où, à contrecourant de la solution de MEA pauvre, il sera débarrassé du CO₂ jusqu'à une teneur inférieure à 70 ppm en tête de colonne. Puis le GN est dirigé vers la section de déshydratation. La solution de la MEA, pénétrant au niveau du 5^{eme} plateau de l'absorbeur s'enrichit en CO₂ au fur et à mesure qu'elle descend jusqu'au 29^{eme} plateau de l'absorbeur et quitte le fond de la colonne sous forme de solution de MEA riche pour se diriger vers la colonne de régénération de MEA ou de décarbonatation afin d'y être régénérée (annexe 02).[1]

I.7.1.1.2 Régénération de solution MEA :

La solution MEA riche est chauffée, puis introduite dans la tour de régénération à 01 bar. La solution de MEA riche en CO₂ descend dans la colonne. Pour y être épurée et au fond de colonne la solution s'appauvrit en CO₂ et est renvoyée à l'absorbeur après avoir réchauffé la MEA riche tout en se refroidissant à 38°C. Les gaz incondensables « essentiellement CO₂ » sont évacués à l'atmosphère.[1]

I.7.1.2 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. (Annexe 3)[1]

I.7.1.3 Démercurisation.

L'unité de démercurisation est installée en amont de la section décarbonatation du gaz naturel. Elle est conçue pour réduire la concentration de mercure dans le gaz d'alimentation de 100 micros g/Nm³ à 0.01 micro g/Nm³. [1]

I.7.2 Section de séparation.

Le refroidissement du gaz naturel traité s'effectue par l'intermédiaire de quatre chillers. Il est refroidit par du propane atteignant ainsi une température de -33°C. Le passage du gaz dans l'inter – échangeur permet un deuxième refroidissement jusqu'à une température de -47°C , Le gaz est ensuite injecté dans la tour de lavage où les produits lourds sont séparés par distillation du gaz naturel (éthane, propane, butane, ...). (Annexe 4)[1]

I.7.3 Section liquéfaction.

Liquéfaction du gaz naturel (Annexe 4) : Le gaz naturel riche en constituants légers provenant du ballon de reflux est alors prêt à être liquéfié à une température de -162°C permettant son transport dans des méthaniers, et à une pression proche de la pression atmosphérique (1,03 bars absolu).[1]

I.7.3.1 Elimination de l'azote du GNL.

Le GNL sortant en tête de l'échangeur principal passe dans l'échangeur de rejets et se combine à la sortie avec un courant de propane et d'éthane en provenance du fractionnement, refroidi dans l'échangeur de rejets. Ce mélange liquide/gaz est détendu à 4,8 bars, dans le ballon de gaz combustible haute pression et le flash a pour effet de libérer l'azote dissout dans la phase liquide du GNL, qui est alors acheminé vers le réseau gaz combustible de procédé haute pression. Le réseau liquide du ballon de détente d'azote sert d'agent réchauffant au rebouilleur du déazoteur et par échange thermique avec le liquide de fond de la colonne se refroidit à -159°C avant de pénétrer en tête de la tour. Les composants légers essentiellement l'azote sont extraits par vaporisation et montent le long de la colonne où ils rencontrent à contre-courant au passage des plateaux le liquide injecté en tête. Le GNL débarrassé de l'azote et est récupérée au fond du déazoteur.[1]

I.7.4 Section compression.

I.7.4.1 Système de réfrigération Propane (C₃).(Annexe 5)

La boucle de propane est une boucle à quatre étages qui permet de refroidir le gaz naturel et le MCR (multi composant réfrigérant) par palier successif, le propane, après compression et condensation, subit quatre niveaux de détentes refroidissantes, lui permettant d'échanger ses frigories avec le MCR.[1]

I.7.4.2 Système de réfrigération mixte (boucle MCR).(Annexe 6)

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 MCR (I) et MCR (II) entraînés par deux turbines.[1]

Tableau 1: composition molaire du MCR

constituants	Pourcentage molaire%
Azote (N₂)	02,7
Méthane (C₁)	40,7
Ethane (C₂)	54,4
Propane (C₃)	02,2

I.7.5 Section fractionnement.

L'unité fractionnement (**Annexe 7**) est alimentée par les produits de fond de la tour de lavage située en amont de l'échangeur principal.[1] La section est composée par :

I.7.5.1 Le dé-Ethaniseur.

Il permet d'extraire l'éthane en haut de la colonne pour être réinjecter dans le GNL, l'excès est utilisé comme combustible dans le système fuel gaz. Les produits de fond du dé-éthaniseur sont acheminés vers la colonne de dé-propanisation.[1]

I.7.5.2 Le dé-Propaniseur.

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 le complexe 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 dé-butanisation.[1]

I.7.5.3 Le dé-butaniseur.

Il constitue la 3^{ème} tour de fractionnement. Le produit de tête de colonne est du butane à (98.8%), « commercial » est envoyé vers le complexe GP1/Z pour être commercialisé ou réinjecté dans le GNL. Le produit de fond de la tour constitue la gazoline qui est envoyée vers stockage pour y être commercialisée.[1]

I.7.6 Chargement et Installation d'Expédition.

Les installations de chargement permettent le transfert du GNL contenu dans les bacs de stockage vers les cuves des méthaniers. Les cinq motopompes effectuent le pompage du GNL et le refoulent à travers un collecteur commun jusqu'aux quatre bras de chargement installés sur le quai. Ces bras sont articulés pour permettre le raccordement aux brides du navire avec une certaine liberté de ce dernier. Un cinquième bras est destiné à la collecte des vapeurs du méthanier lors de sa mise en froid et du chargement.[1]

Donc elles sont composées de :

- Cinq (05) pompes de chargement d'une capacité unitaire de 2500 m³/h.
- Une (01) pompe de transfert d'une capacité de 2500 m³/h.
- Deux (02) pompes de refroidissement d'une capacité unitaire de 60 m³/h.
- Deux (02) quais de chargement composés chacun de cinq (05) bras de chargement dont un est destiné au retour de la vapeur en provenance des navires. Chacun des deux (02) quais est conçu pour réceptionner des méthaniers d'une capacité située entre 50 000 et 130 000 m³ de GNL.



Chapitre II

Partie pratique



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 plus des colonnes de distillation, deux réchauffeurs (657 CA-CB) de gaz combustible font partie intégrante de cette section. Pour ce travail, nous allons décrire et étudier de près la section de la dééthanisation, la dépropanisation et les sous arrondissements de butane (660C) et propane (659C).[2]

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 :

- 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.

Le mélange gazeux alimente la première colonne du fractionnement ou Dééthaniseur pour extraire en haut de l'éthane et des traces de méthane qui seront réinjectées dans le GNL, et 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.
- [2]

II.2 Utilisation des produits

Réinjection de l'éthane, du propane et du butane [2]:

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. 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 :

$$C_3 \begin{cases} C_2 < 2\% \\ C_4 < 2\% \end{cases} C_4 \begin{cases} iC_5 < 1\% \\ nC_5 < 1\% \end{cases} C_5^+ < 4\%$$

Le C₅⁺ 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).

II.2.1 Autres possibilités de sorties des produits :

- Gaz combustible (C₁, C₂, C₃, C₄).
- Torche et brûlot (marche perturbée, démarrage, arrêt).[2]

II.2.2 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 réinjecté 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.[2]

II.3 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 (Annexe 08).[2]

II.3.1 Direction des produits.

Les produits légers seront soutirés en deux circuits principaux [2]:

- 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 DC2, elle est prise dans la phase vapeur du dixième plateau et on l'utilise comme :
- Injection GNL :
 - Appoint MCR
 - Fuel- gaz

Ce soutirage permet de soulager le travail du condenseur de tête et d'obtenir une meilleure pureté du C_2 .

II.3.2 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 acheminée 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).[2]

- **Dé-éthaniseur 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 dirigées 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.[2]

- **Condenseur de tête X51C :**

Il s'agit d'un condenseur à plaques à deux étages de réfrigération au propane. Le 1^{ère} étage est en mesure de condenser les vapeurs de tête jusqu'à une température de $-16\text{ }^{\circ}\text{C}$; tandis que le second jusqu'à $-33\text{ }^{\circ}\text{C}$ (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).[2]

- **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 DC2 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.[2]

- **Rebouilleur X52F :**

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.[2]

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

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

Tableau 2: paramètre de marche de la pompe 151J/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) [2]

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 C_3 commercial jusqu'à $-42\text{ }^\circ\text{C}$, le C_2 est récupéré puis dirigé vers le FG
- ❖ réinjection dans le GNL par HIC 421 vers 117C.

III.4 la dé-propanisation.

Le dé-propaniseur reçoit les produits de fond du dééthaniseur .La distillation de ces produits donne du C_3 en tête de colonne, du C_4 et du C_5^+ en fond de colonne qui seront dirigés vers le débutaniseur (**annexe 09**).[2]

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).[2]

- 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.5 Dé-butanisation.

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 (**annexe 10**).[2]

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 GL1/Z.

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.

Avant d'aborder cette étude, il est utile de développer la problématique du sujet ainsi que 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 de l'éthane. Pour cela, nous allons établir quelques bilans de matière sur l'éthane au niveau de la charge d'entrée GN, de l'alimentation de la tour de lavage (X51F), du dééthaniseur (DC2) ainsi que du GNL. Tenons compte de la présence d'une quantité appréciable d'éthane 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 GL2/Z, tout en garantissant les quantités nécessaires pour la réalisation du projet de vapocraquage ainsi que la qualité du GNL produite après l'opération d'extraction de l'éthane. Le projet d'extraction d'éthane a été concrétisé et se trou-

vent en phase d'engineering, par la société TECHNIP dont le but est de récupérer l'excès d'éthane à partir des trains de liquéfaction du complexes GL2/Z.[2]

II.6 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 3.

Tableau 3: Exigence du procédé d'extraction.[3]

Débit minimum à extraire de C ₂	600.000 T/an minimum
Pureté de l'extraction	95-98 %
PCS GNL (valeur procès)	9.640 Th/Nm ³

Nous allons suivre l'évolution de l'éthane dans le procédé de liquéfaction afin de déterminer notre point optimale de soutirage.

II.7 Simulation du dééthaniseur

Le dééthaniseur est une colonne de la section de fractionnement du GN dédiée à séparer le C2 du mélange gazeux (C2⁺) sortant de la tour de lavage. Le design estime une quantité du C2 à 600.000 tonnes par an par 6 trains avec une pureté de + 96 %, alors une moyenne de production de 100 000T/ train. Pour notre simulation, nous nous sommes intéressés à la simulation du train 4

II.7.1 Calcul du débit de l'éthane dans la charge d'alimentation GN.

L'étude commence par une description de la composition chimique de la composition du GN à l'entrée des trains

Tableau 4: les paramètres à l'entrée du train 400

composition	X _i (mole)	Mwi (lb/lbmole)	X _i *Mwi	T _c (°R)	X _i *T _c	P _c (Psia)	X _i *P _{ci}	V _c (ft ³ /lb)	F (Nm ³ /h)	F (kmole/h)
CO ₂	0,00502	44,0100	0,2209	547,73	2,74960	1069,5	8,3689	0,0342	1393,5477	62,216935
He	0,00185	4,0026	0,0074	9,69	0,01792	32,99	0,061	0,2300	513,55841	22,928552
N ₂	0,05459	28,0134	1,5293	227,51	12,4197	492,8	26,902	0,0510	15154,137	676,57818
C ₁	0,83434	16,0430	13,3853	343,34	286,462	667	556,5	0,0988	231612,07	10340,653
C ₂	0,07417	30,0700	2,2303	550,07	40,7986	707,8	52,498	0,0783	20589,528	919,24902
C ₃	0,01953	44,0970	0,8612	665,92	13,0054	615	12,011	0,0727	5421,5113	242,05114
iC ₄	0,00319	58,1230	0,1854	724,41	2,3427	527,9	1,684	0,0714	885,54127	39,536259
nC ₄	0,00452	58,1230	0,2627	765,51	3,4601	548,8	2,4806	0,0703	1254,7481	56,020029
iC ₅	0,00103	72,1500	0,0743	828,96	0,8538	490,4	0,5051	0,0684	285,92712	12,765626
nC ₅	0,00114	72,1500	0,0823	845,7	0,9640	488,1	0,5564	0,0695	316,46302	14,128945
C ₆ ⁺	0,00062	86,1770	0,0534	911,8	0,5653	439,5	0,2725	0,0688	172,11147	7,6841633
H ₂ O	0	18,0153	-	165,11	0	3200,1	0	0,0498	0	0
Total	1,000		18,89		363,64		658,84		277599,14	12393,812

II.7.2 Conversion du débit du gaz d'alimentation F_{GN} en (Kmole/h).

Nous convertissons le débit de GN en Kmole/h et en kg/h puis calculons 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 :

$$F_{GN}(\text{kmole/h}) = F_{GN}(\text{Nm}^3/\text{h})/V_m(\text{Nm}^3/\text{K mole}) \quad (\text{V.1})$$

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

Avec :

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

$$\frac{V}{n} = \frac{R \times T}{P} = \frac{8.31 \times 273}{1.013 \times 10^5} = 22.39 \text{ Nm}^3/\text{kmole} \quad (\text{V.2})$$

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

$$F_{GN} = 277599.143 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

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

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

$$F_{GN} = \frac{277599.143 \text{ (Nm}^3/\text{h})}{22.39 \text{ (Nm}^3/\text{kmole})} = 12393.812 \text{ (kmole/h)}$$

$$F_{GN} = 12393.812 \text{ kmole/h}$$

$$F_{C_2/GN} = 12393.812 \times 0.07417 = 919.24902 \text{ (kmole/h)}$$

$$F_{C_2/GN} = 919.24902 \text{ (kmole/h)}$$

Débit massique :

$$m_{C_2} = F_{GN} \times X_{C_2} \times M_{C_2} \quad (V.3)$$

$$m_{C_2} = 12393.812 \times 0.07417 \times 30$$

$$m_{C_2} = 27577.47 \text{ Kg/hr} \quad \text{soit : } 28 \text{ T/hr}$$

$$m_{C_2} = 28 \text{ T/hr}$$

II.7.3 Calcule 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 :

$$F_{TL} = F_{GN} - F_{CO_2} \quad (V.4)$$

La quantité de CO_2 extraite pendant le traitement du gaz naturel est :

$$F_{CO_2} = X_{CO_2} \cdot F_{GN}$$

$$F_{CO_2} = 0.00502 \cdot 12393.812 = 62.21 \text{ Kmole/hr}$$

$$F_{CO_2} = 62 \text{ kmole/hr}$$

Le débit d'alimentation QTL de la tour de lavage est égal à :

$$F_{TL} = F_{GN} - F_{CO_2}$$

$$\text{D'où : } F_{TL} = 12393.812 - 62.21 = 12331.602$$

$$F_{TL} = 12331.602 \text{ kmol/hr}$$

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

Tableau 5: Bilan de matière de la tour de lavage.

	Alimentation		Tête		Fond	
composition	X_i (mole)	F_i (K mole/h)	Y_i (mole)	D_i (kmol/h)	X'_i (mole)	R_i (kmol/h)
He	0.00194	23.9233	0.0018	21.6158682	0	0
N ₂	0.05515	680.0875	0.05394	647.755517	0.0614	19.818639
C ₁	0.84143	10376.1738	0.86252	10357.8437	0.0468	15.1060636
C ₂	0.07506	925.6095	0.07264	872.32037	0.15079	8.6718659
C ₃	0.01935	238.6164	0.00898	107.839165	0.40516	130.777195
iC ₄	0.00293	36.1316	0.00011	1.32096972	0.0985	31.7937449
nC ₄	0.00414	51.0528	0.00001	0.12008816	0.14412	46.5189291
iC ₅	0.00102	12.5782	0	0	0.03559	11.4877095
nC ₅	0.00107	13.1948	0	0	0.03733	12.0493452
C ₆ ⁺	0.00058	7.1523	0	0	0.02031	6.55564426
Total	1.000	12331.602	1.000	12008.81567	1.000	322.77914

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

$$m_{C_2/TL} = 925.6095 \times 30. = 27768.285 \text{ kg/h}$$

$$m_{C_2/TL} = 27.768 \text{ T/h}$$

II.7.4 Calcul du débit d'éthane dans l'alimentation de dé-éthaniseur.

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

Tableau 6: débit partiels et composition de l'alimentation du Dééthaniseur.

Composition	Alimentation	
	X_i (mole)	F_i (kmole/h)
N_2	0,0614	19,818639
C_1	0,0468	15,1060636
C_2	0,15079	48,6718659
C_3	0,40516	130,777195
iC_4	0,0985	31,7937449
nC_4	0,14412	46,5189291
iC_5	0,03559	11,4877095
nC_5	0,03733	12,0493452
C_6^+	0,02031	6,55564426
Total	1,000	322,7791

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

$$F_{C2} = 322.7791 \text{ kmole /h}$$

$$m_{C_2/DC_2} = 48.67 \text{ kmole/h} \times 30 \text{ kg/kmole} = 1460.1 \text{ kg/h}$$

$$m_{C_2/DC_2} = 1.46 \text{ T/h}$$

La quantité de C_2 extraite au niveau du dééthaniseur est estimée à 1,46 T/h dans la suite du calcul, nous calculons les pertes du C_2 envoyées en haut de la tour de lavage

II.7.5 Calcul du débit de l'éthane dans le gaz naturel liquéfié GNL :

Le tableau ci-dessous donne la composition du GNL produit et celle du design.

Tableau 7: composition GNL produit actuellement et celle de design.

Composants	Y_i (mole)	F_i (kmole/h)
N_2	0,05394	647,755517
C_1	0,86252	10357,8437
C_2	0,07264	872,32037
C_3	0,00898	107839165
iC_4	0,00011	1,32096972
nC_4	0,00001	0,12008816
Total	1,000	11987,20

Nous constatons que la composition du GNL actuellement produit se situe dans la fourchette permise par le design, le débit de GNL qui sort vers les bacs est égal à 11987.20kmole/h.

$$m_{C_2} = F_{GNL} \times Y_i \times M_i$$

$$m_{C_2} = 11987.2 \times 0.072464 \times 30 = 26059.21$$

$$m_{C_2} = 26,06 \frac{T}{h}$$

Tableau 8 : Résultats récapitulatif.

	Gaz alimen- tation	Alimentation tour de lavage	Alimentation Déethaniseur	Produit GNL
Débit horaire T/hr	28	27,768	1,46	26,06
Production annuelle T/ans	1471680	1461168	76735	1369714

II.8 Simulation du procédé

La simulation englobe la tour de lavage plus le déethaniseur via le simulateur HYSYS, les paramètres du flowsheet :

Tableau 9: les paramètres de la tour de lavage et DC2

Paramètre	Tour de lavage			DC2		
	Point d'alimentation	Sortie fond de colonne	Sortie tête de colonne	Point d'alimentation	Sortie fond de colonne	Sortie tête de colonne
Température (°C)	-52	29	-62	62	106 - 114	-7
Pression (bars)	38			29 – 30		
Débit-design (Kmol/h)	12 332	323	12 009	323	251	68
Débit-actuel (Kmol/h)	-	-	-	-	-	-
Débit-110%*Design (Kmol/h)	13 565	355	13 210	355	276	75

Dans les figures ci-dessous ; nous présentons le schéma simulé de la tour de lavage plus le DC2 comparé à celui du réel.

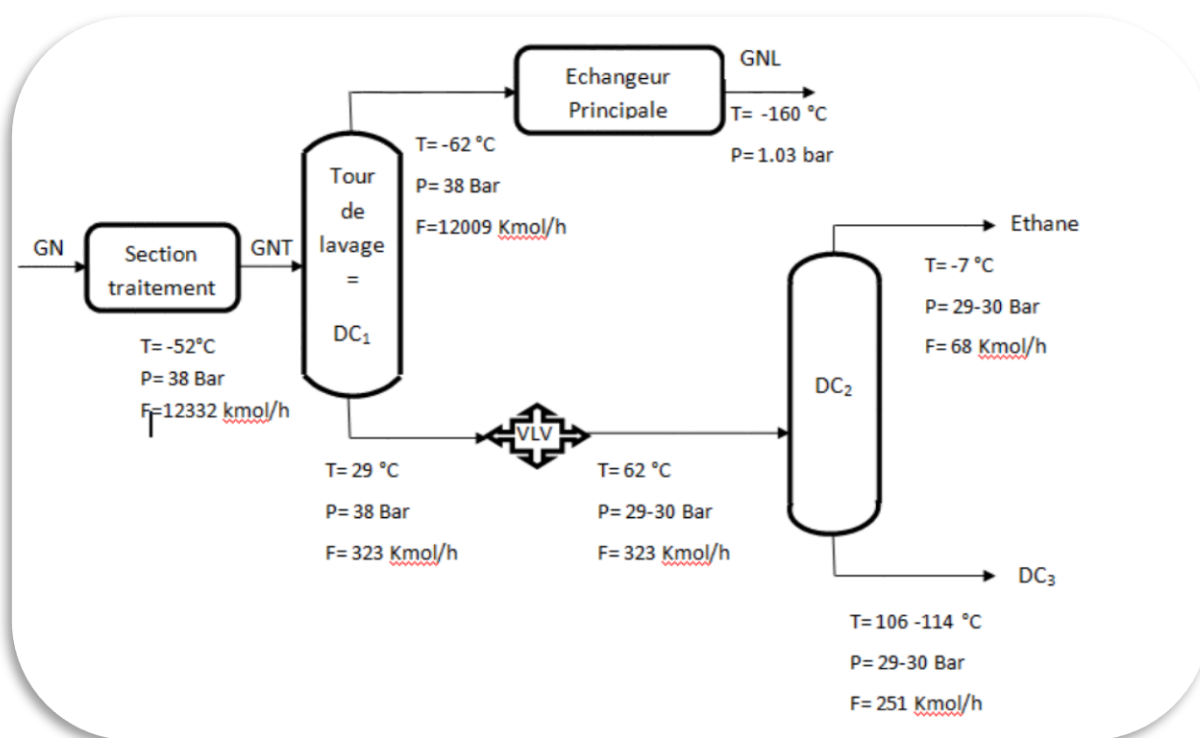


Figure 5 : Schéma réel de l'unité

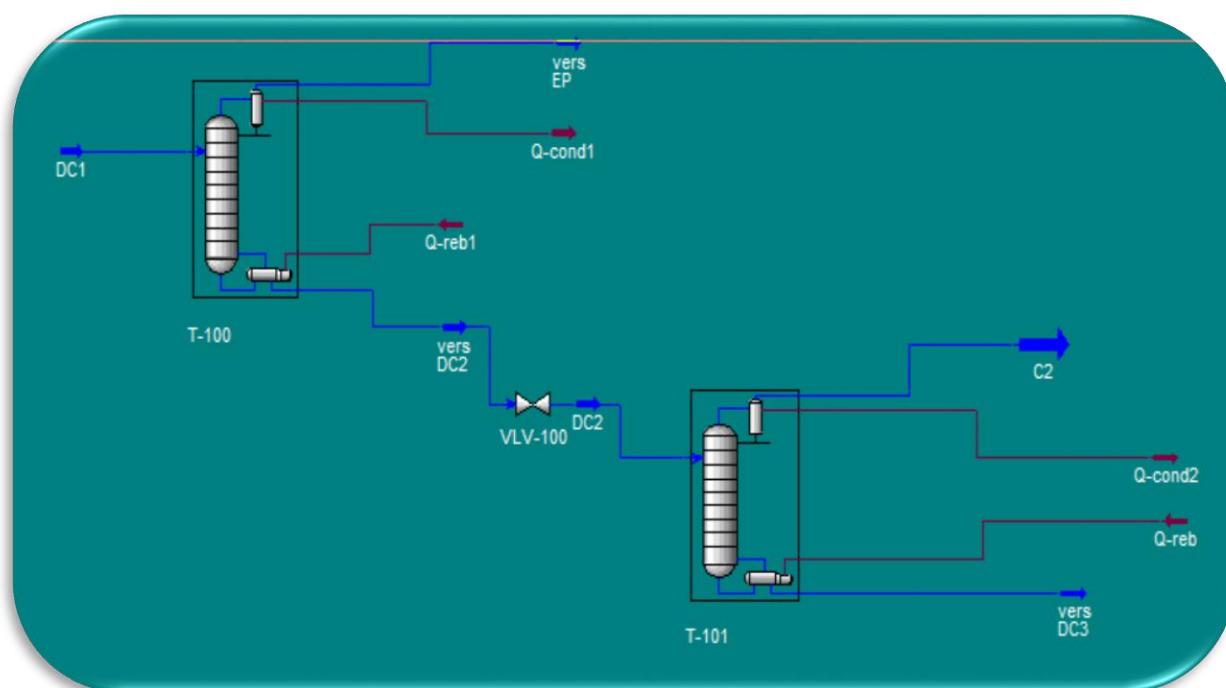


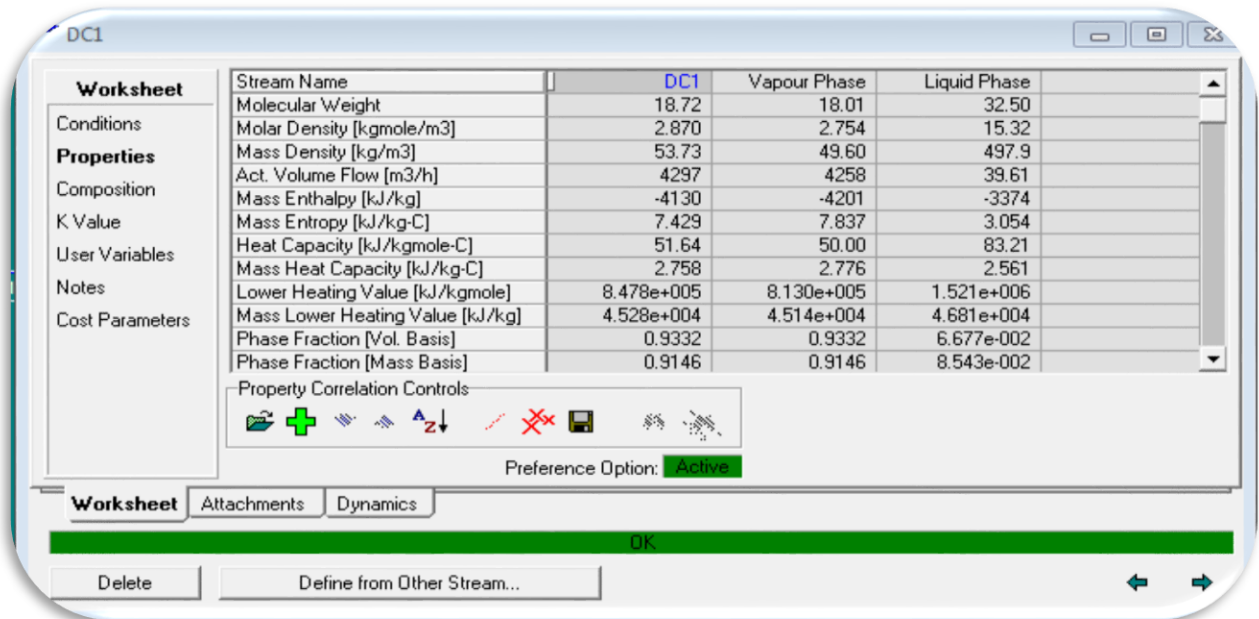
Figure 6 : Schéma simulé de l'unité

II.8.1 Résultats de la simulation

Nous présentons dans les captures d'écrans ci-dessous les résultats de la simulation et les paramètres à tenir compte lors de l'augmentation de la charge à 110 % et du débit design via le HYSYS.

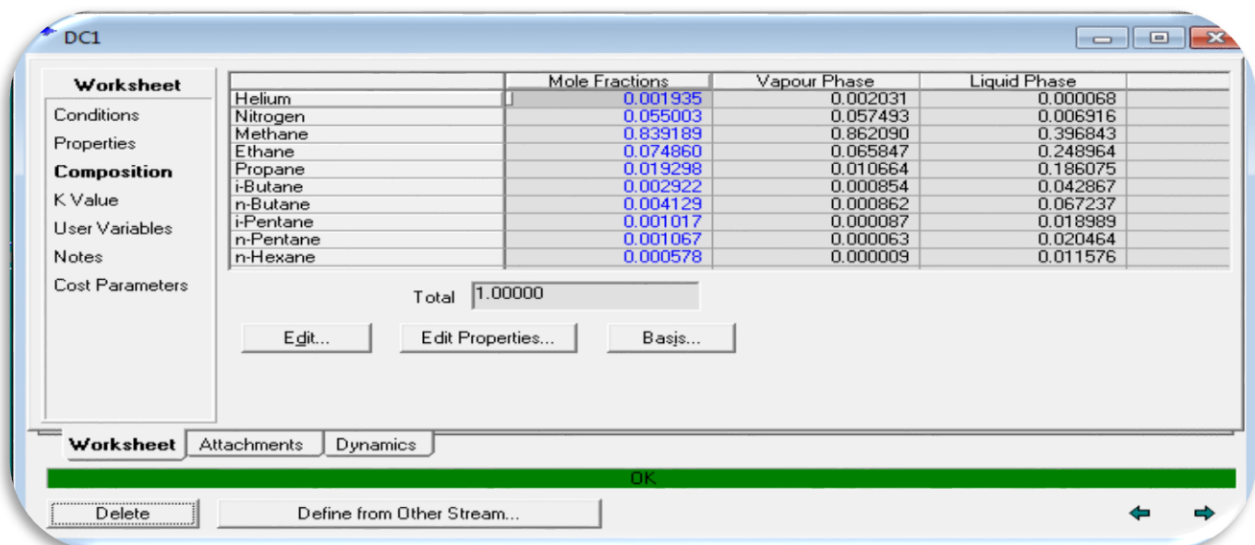
II.8.1.1 Bilan de matière du DC1 cas débit design:

Les figures illustrent les propriétés physicochimiques du DC1 plus la composition du mélange gazeux à l'entrée du DC1.



Stream Name	DC1	Vapour Phase	Liquid Phase
Molecular Weight	18.72	18.01	32.50
Molar Density [kgmole/m3]	2.870	2.754	15.32
Mass Density [kg/m3]	53.73	49.60	497.9
Act. Volume Flow [m3/h]	4297	4258	39.61
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-4130	-4201	-3374
Mass Entropy [kJ/kg-C]	7.429	7.837	3.054
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	51.64	50.00	83.21
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.758	2.776	2.561
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	8.478e+005	8.130e+005	1.521e+006
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4.528e+004	4.514e+004	4.681e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.9332	0.9332	6.677e-002
Phase Fraction [Mass Basis]	0.9146	0.9146	8.543e-002

Figure 7 : les propriétés physicochimiques du DC1



	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Helium	0.001935	0.002031	0.000068
Nitrogen	0.055003	0.057493	0.006916
Methane	0.839189	0.862090	0.396843
Ethane	0.074860	0.065847	0.248964
Propane	0.019298	0.010664	0.186075
i-Butane	0.002922	0.000854	0.042867
n-Butane	0.004129	0.000862	0.067237
i-Pentane	0.001017	0.000087	0.018989
n-Pentane	0.001067	0.000063	0.020464
n-Hexane	0.000578	0.000009	0.011576

Total 1.00000

Figure 8 : la composition du mélange gazeux à l'entrée du DC1.

II.8.1.2 Bilan de matière du DC2 cas débit design :

Mêmes paramètres sont introduits dans le DC2.

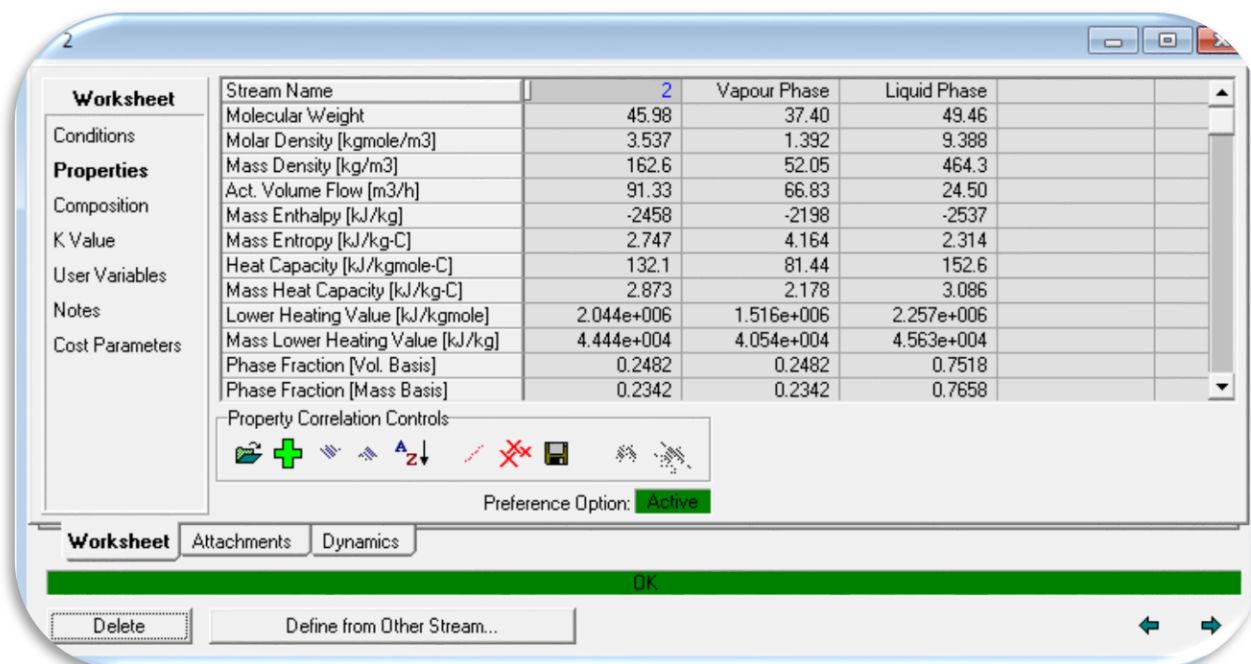


Figure 9 : les propriétés physicochimiques du DC₂

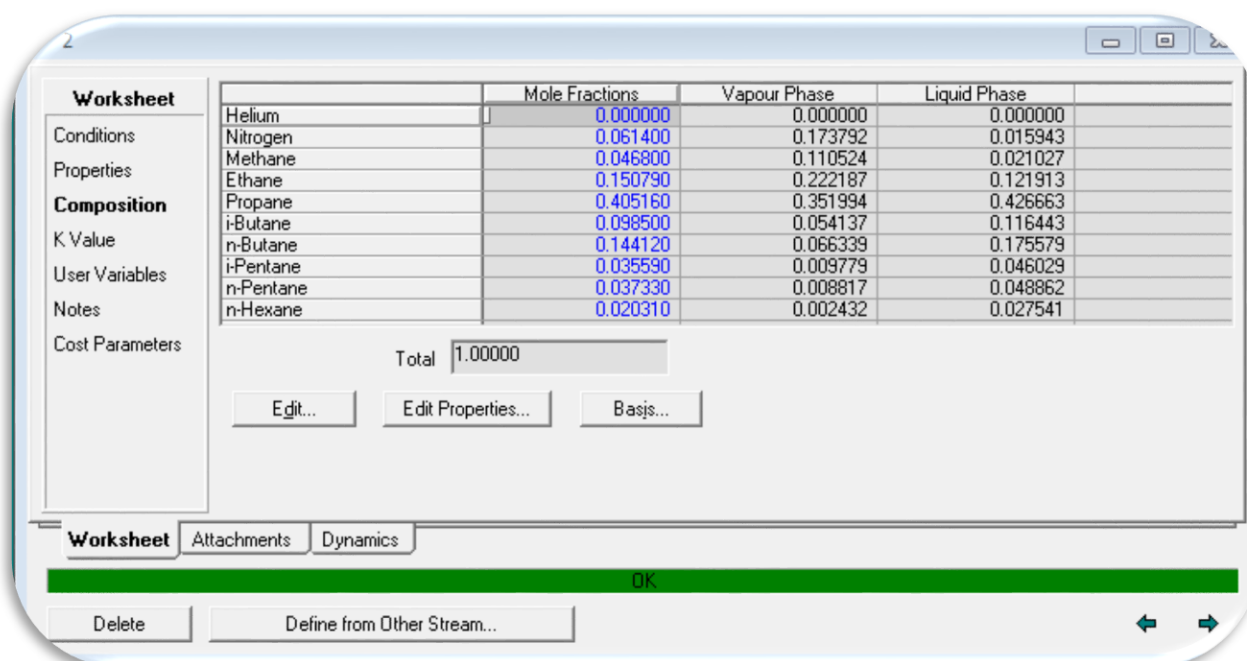
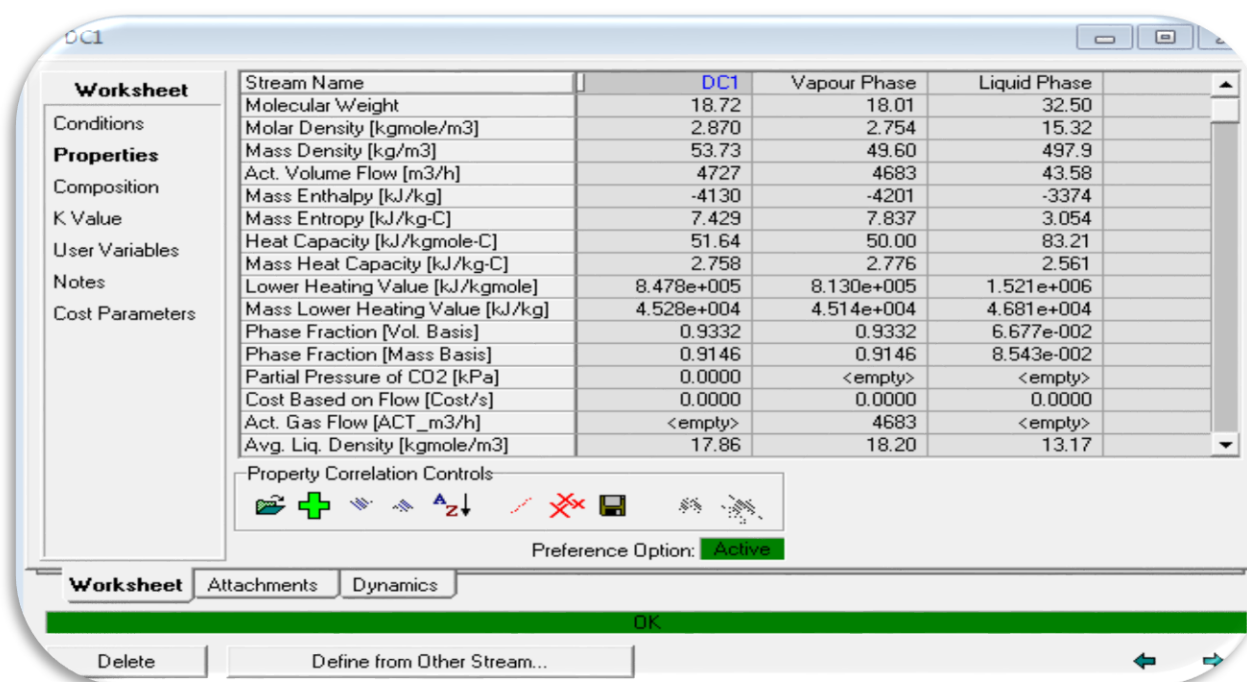
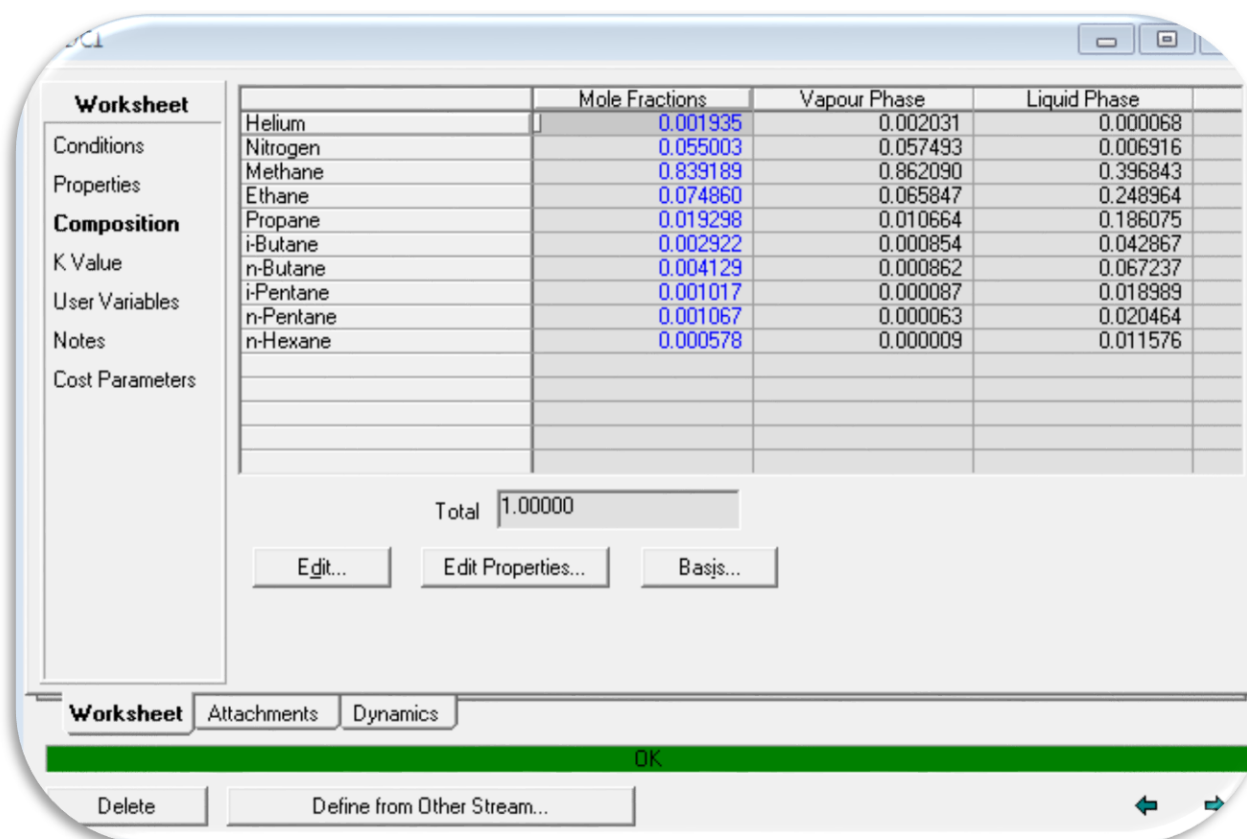


Figure 10 : la composition du mélange gazeux à l'entrée du DC₂.

II.8.1.3 Bilan de matière du DC1 cas 110% débit designFigure 11 : les propriétés physicochimiques du DC₁Figure 12 : la composition du mélange gazeux à l'entrée du DC₁.

II.8.1.4 Bilan de matière du DC2 cas110% débit design :

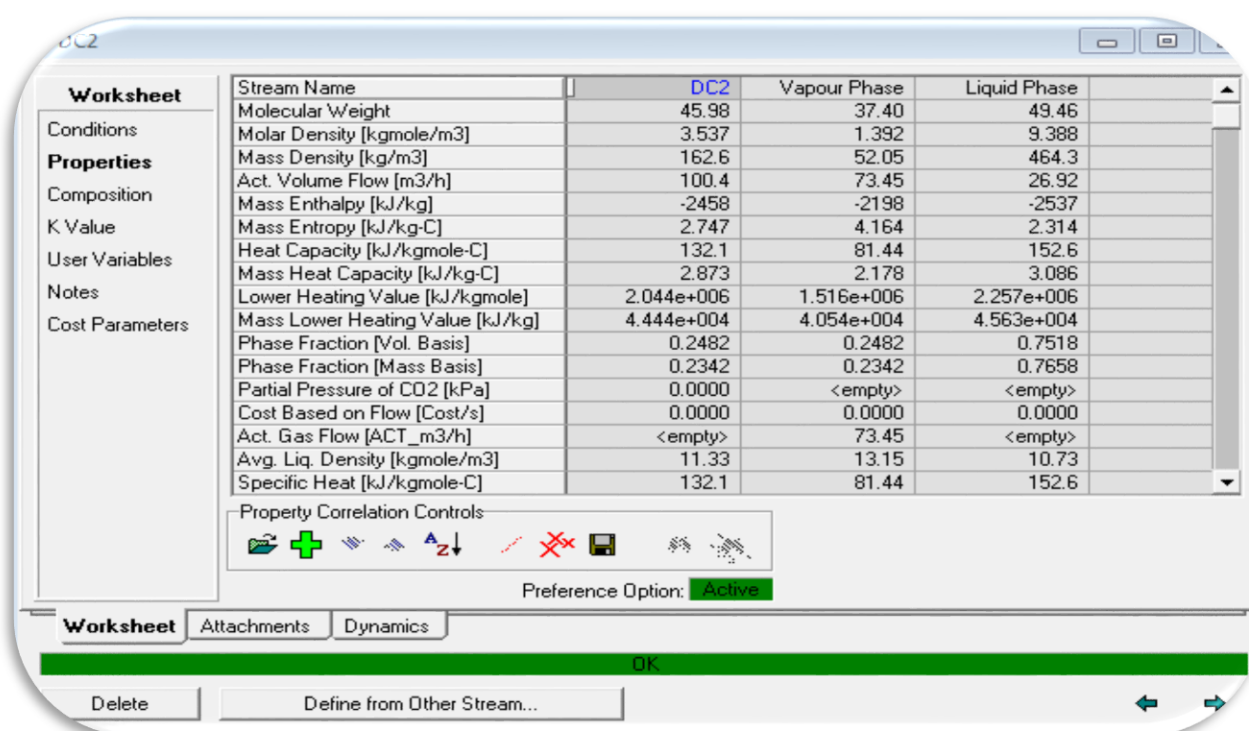


Figure 13 : les propriétés physicochimiques du DC₂

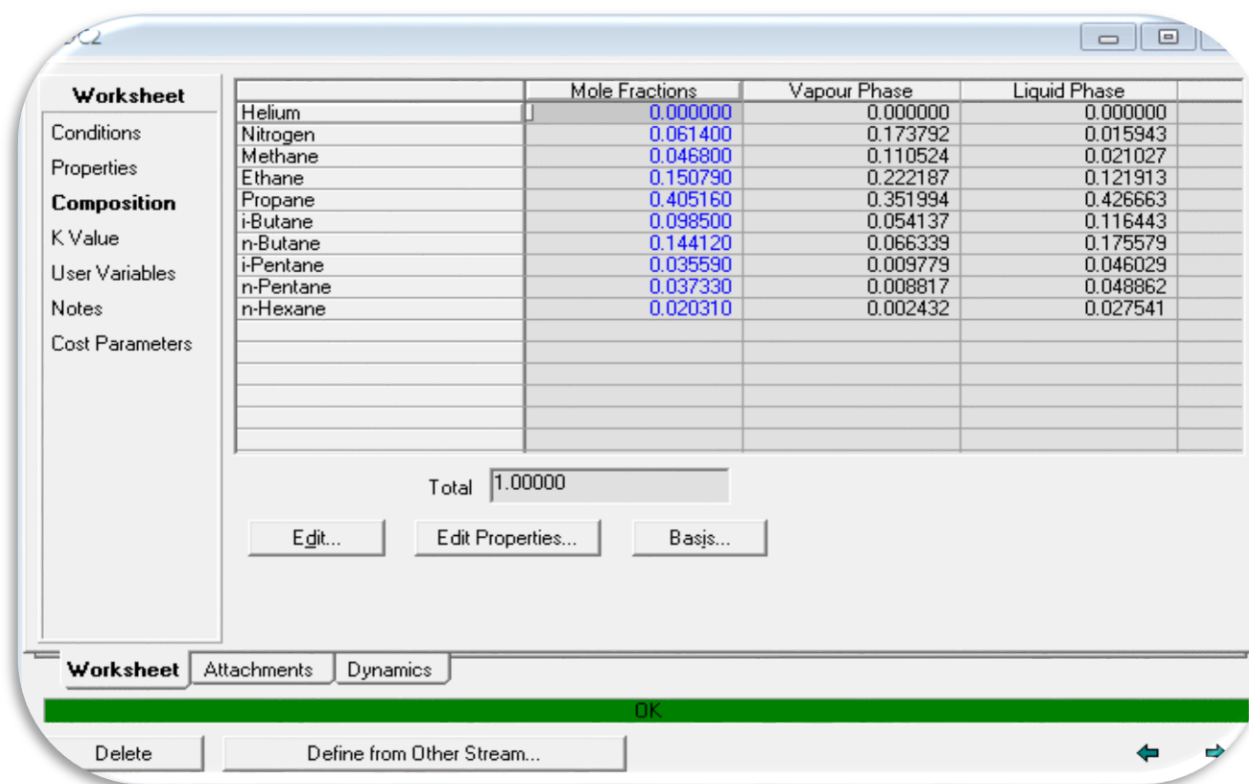


Figure 14 : la composition du mélange gazeux à l'entrée du DC₂.

II.8.1.5 : Résultats récapitulatif :**Tableau 10:** les résultats récapitulatif

charge	% C ₂ extrait	Quantité C ₂ T/ans pour les six trains	Quantité du GNT perdu K mole/hr/train	%GNT Perdu
100% design	48	609039	323	3
110% design	48	669351	355	3

L'augmentation du débit de charge de 10% nous a permis de récupérer une quantité plus importante en C₂ en gardant les paramètres de service et le même équipement installé par le design, sachant que la quantité extraite du C₂ actuellement ou le cas réel est nettement inférieure au design que nous n'avons pas pu vérifier les chiffres en exactitude faute d'interruption de notre stage.

Conclusion générale

Conclusion.

Le but de notre étude était d'améliorer le taux d'extraction de l'éthane au niveau du complexe GL2/Z où ce dernier ne cesse de diminuer d'une année à une autre. Une quantité de 600 000 T/an d'éthane est prescrite par le maître de l'œuvre (design).

Une étude détaillée des unités de séparation du C1 et le Déethaniseur DC2 a été effectuée afin de réaliser la simulation. Nous avons simulé la nouvelle unité d'extraction d'éthane, dans le but d'obtenir qualitativement les gains en éthane prévu pour la production pour les mêmes dimensions des équipements disponibles et pratiquement les mêmes paramètres de service.

Les résultats obtenus révèlent que :

- ✓ La quantité du C2 extraite actuellement est nettement inférieure à celle préconisée par le design à savoir 600 000 T/ans
- ✓ pour obtenir la quantité maximale de C2, le train doit augmenter sa charge de plus de 10% de sa capacité.
- ✓ Les pertes en production de GNT enregistrées après extraction sont compensées par les quantités d'éthane

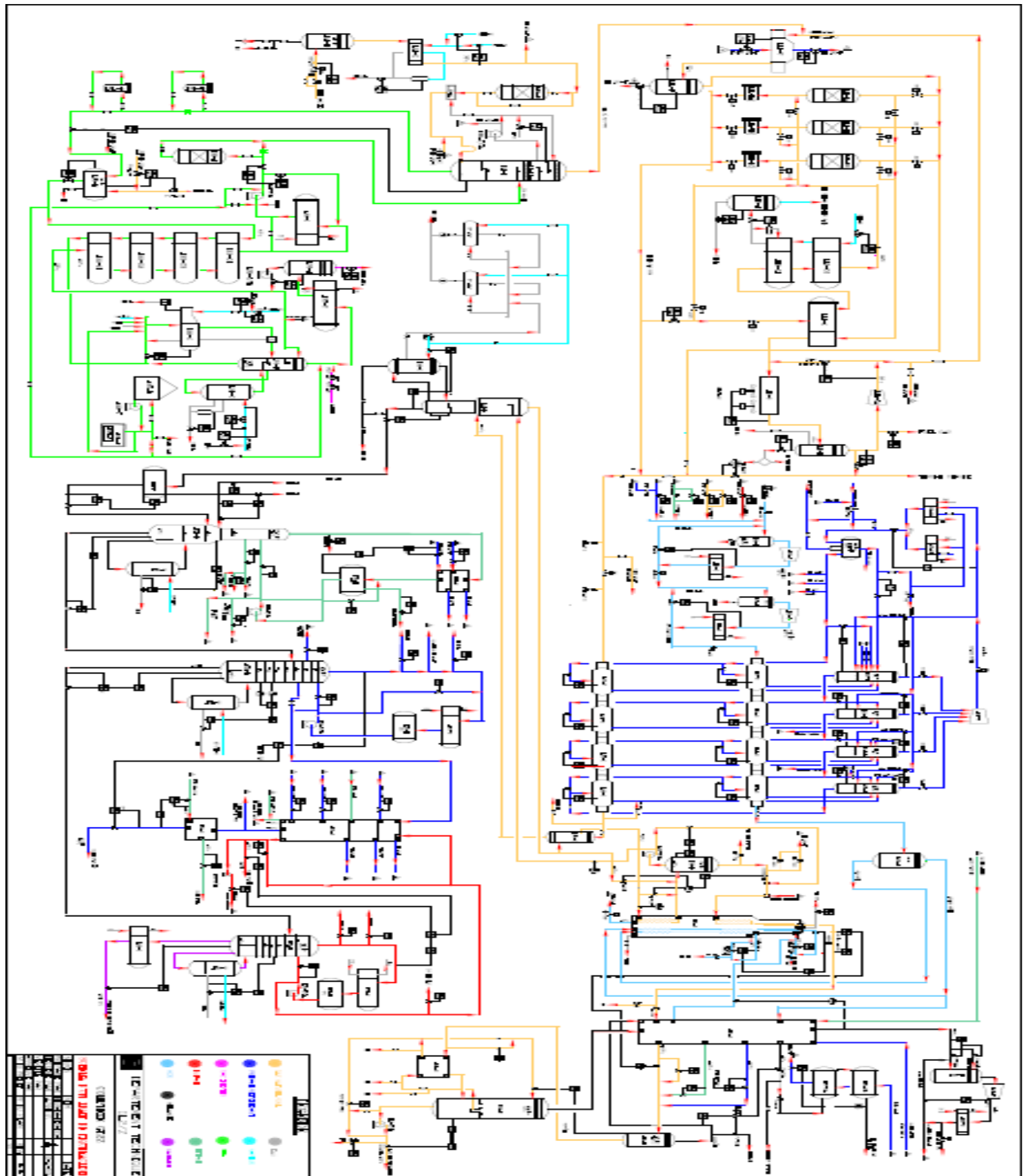
Référence bibliographique :

- [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



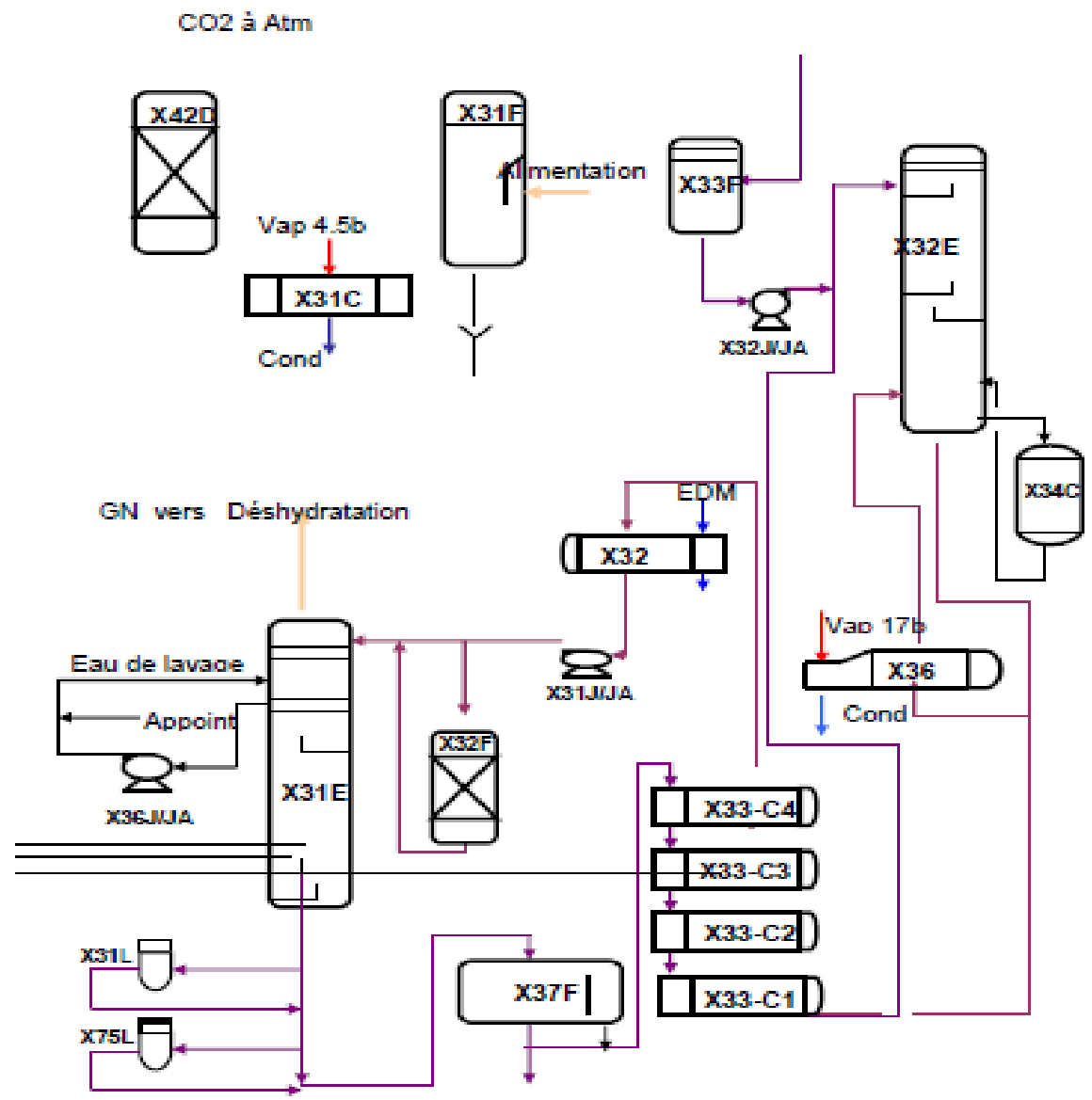
Annexes



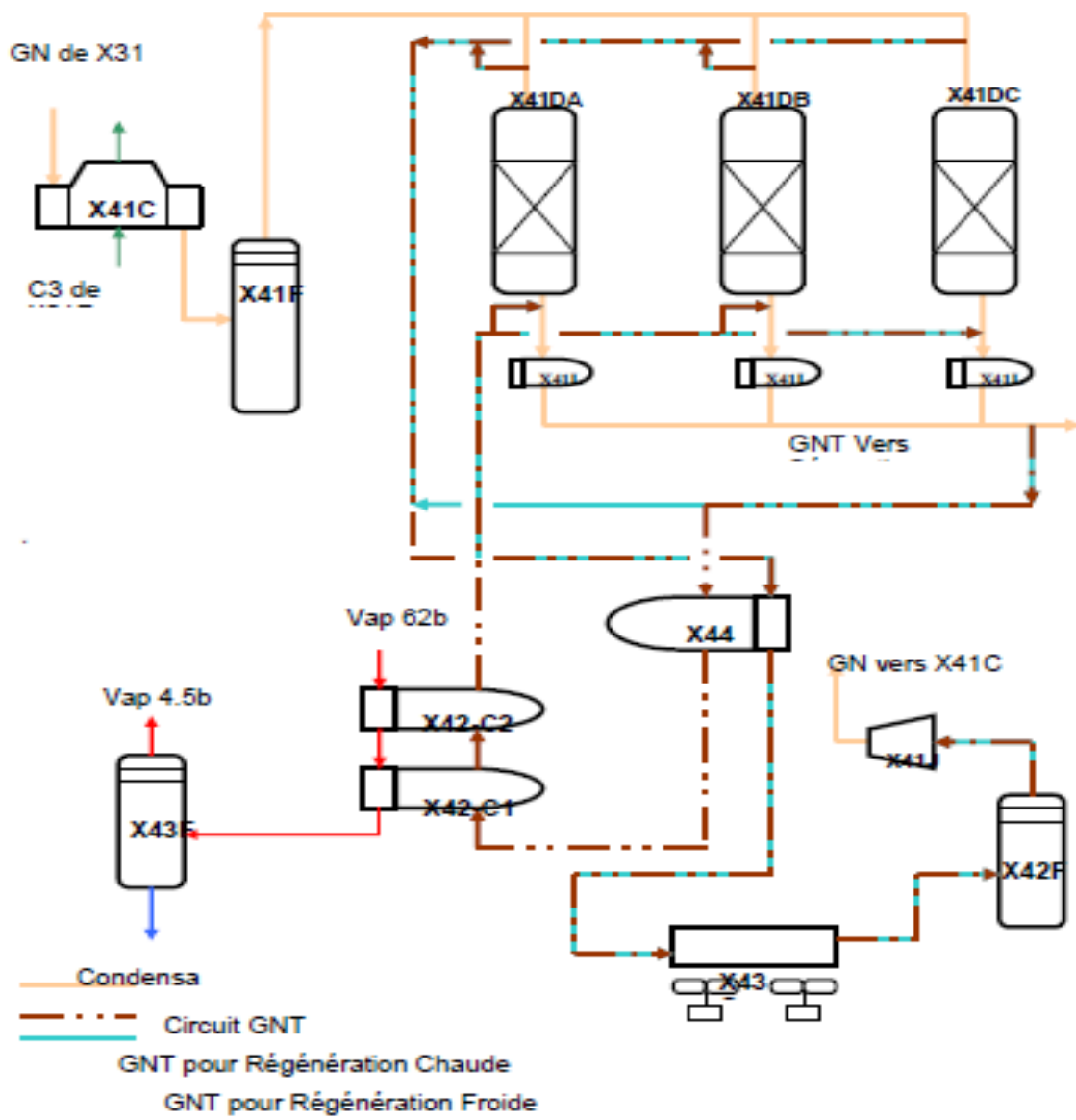


Annexe 1 : Manuel opératoire du procédé GNL2

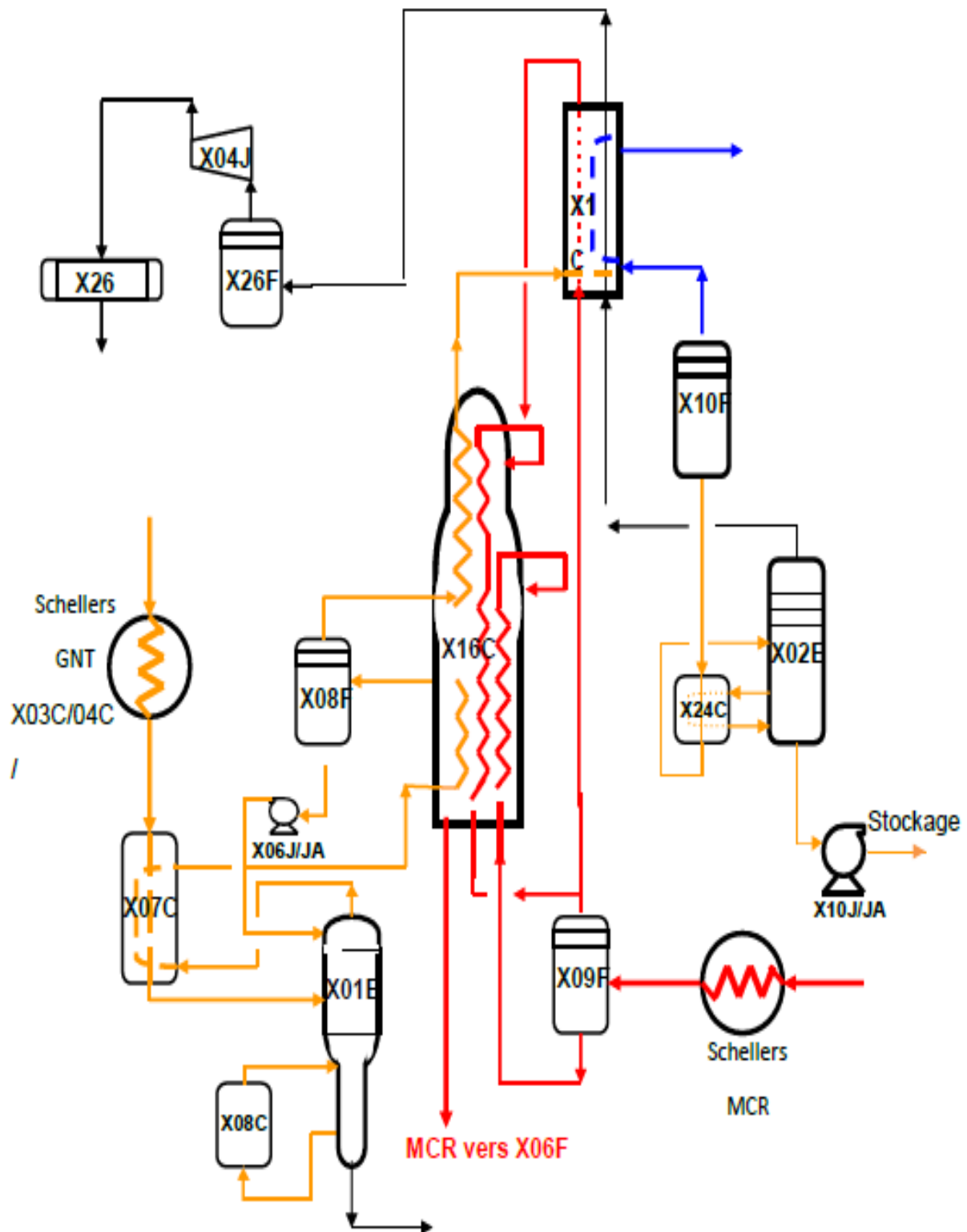
Annexe 02 : Section décarbonatation.



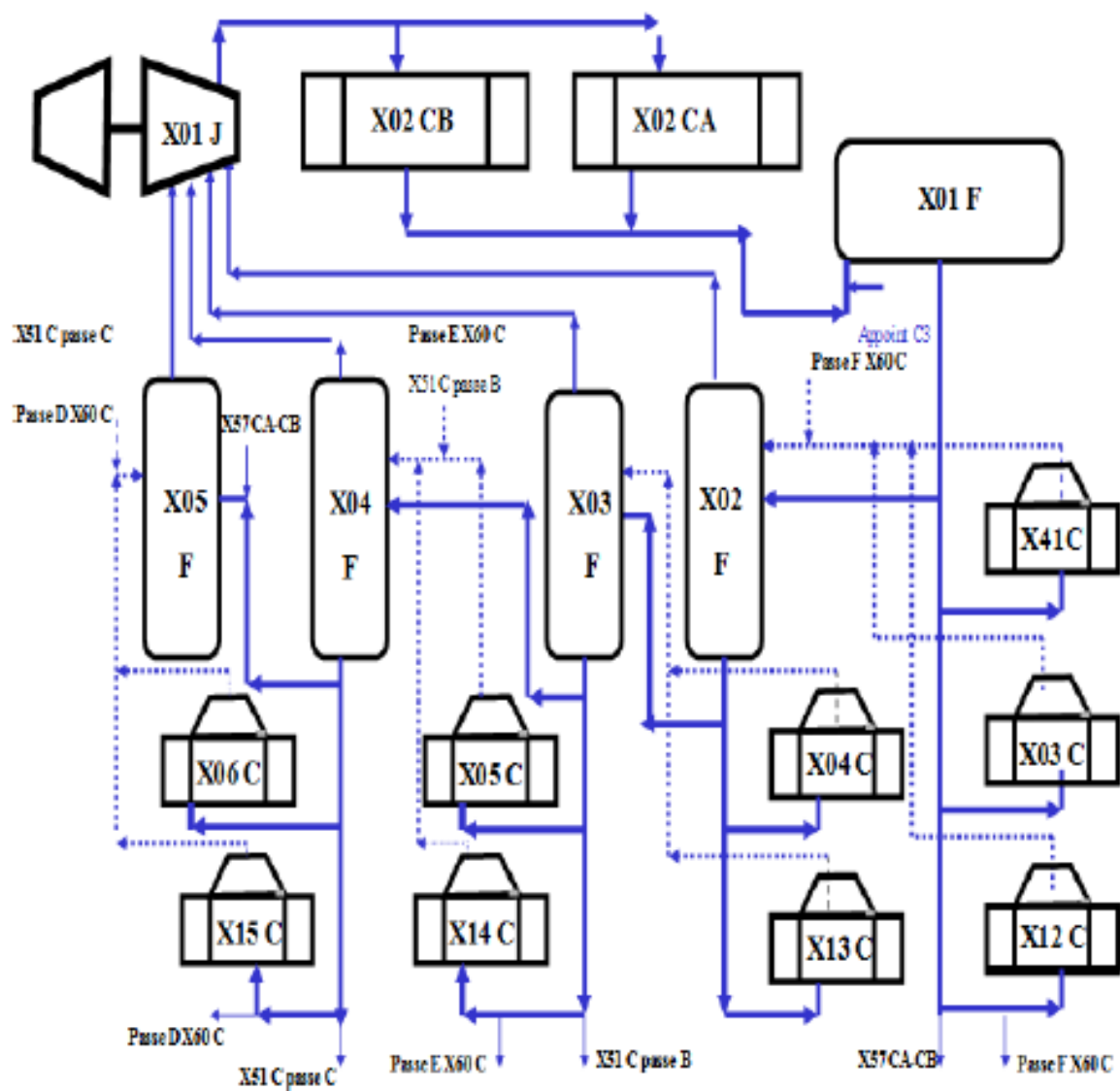
Annexe 03 : Section déshydratation.



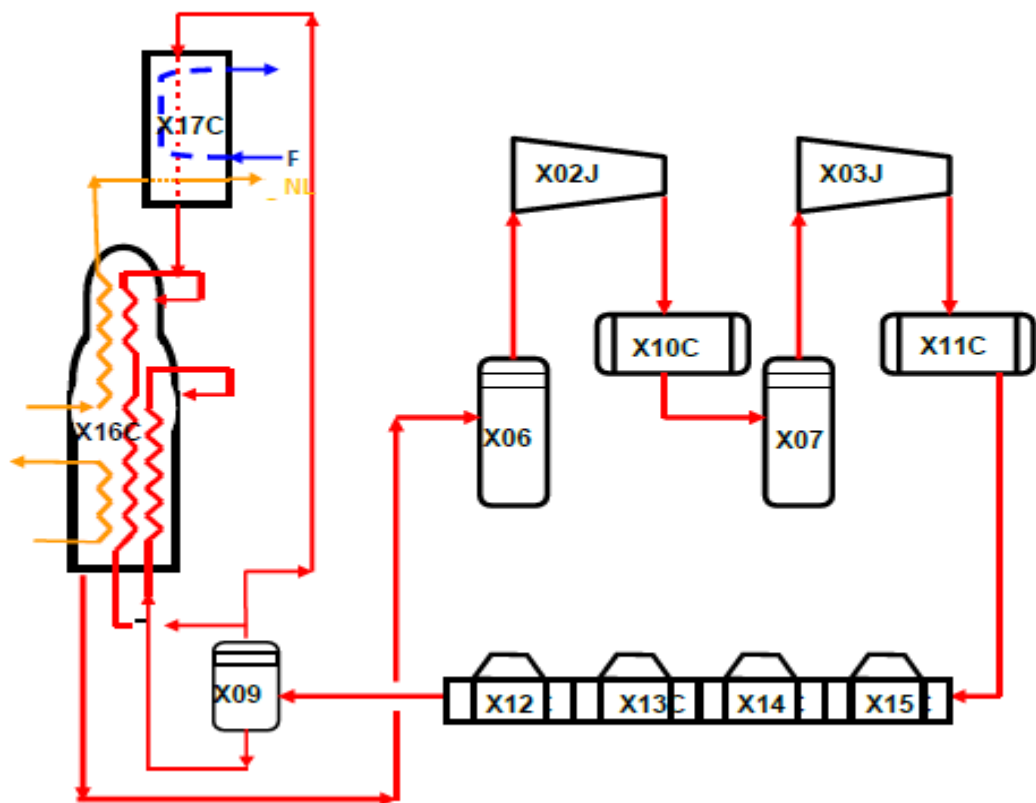
Annexe 04 : Section séparation et liquéfaction



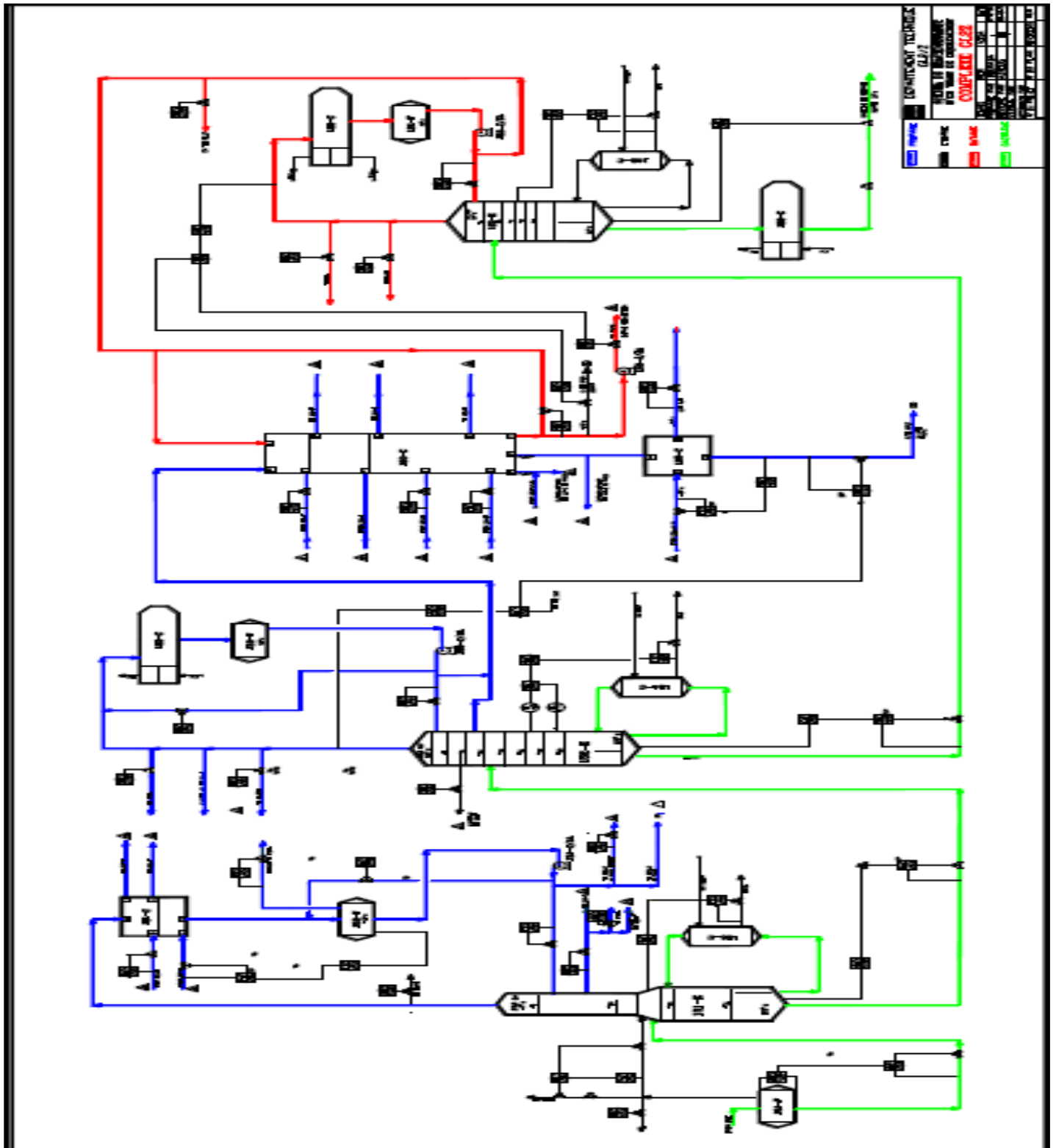
Annexe 05 : Boucle propane



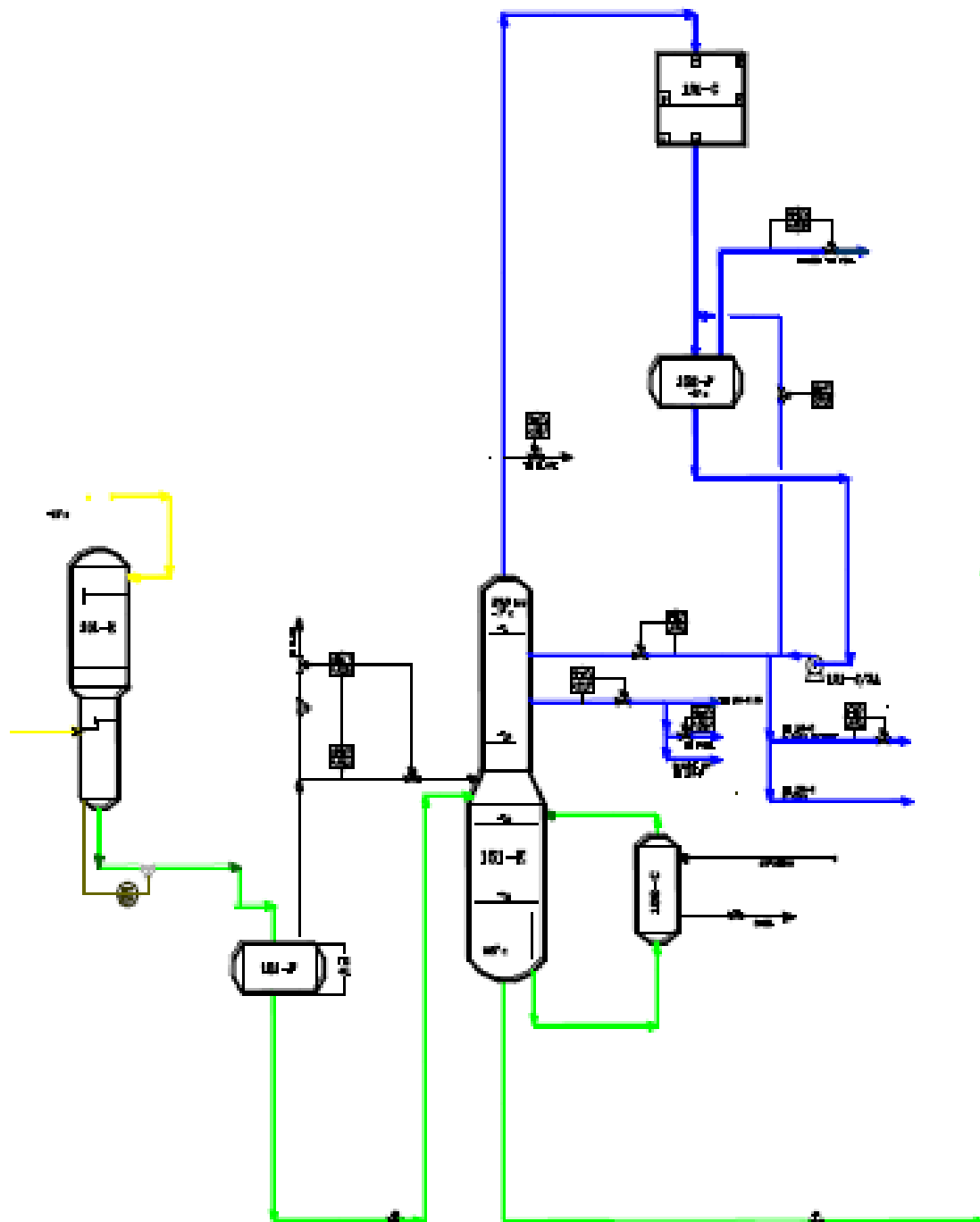
Annexe 06 : Boucle MCR



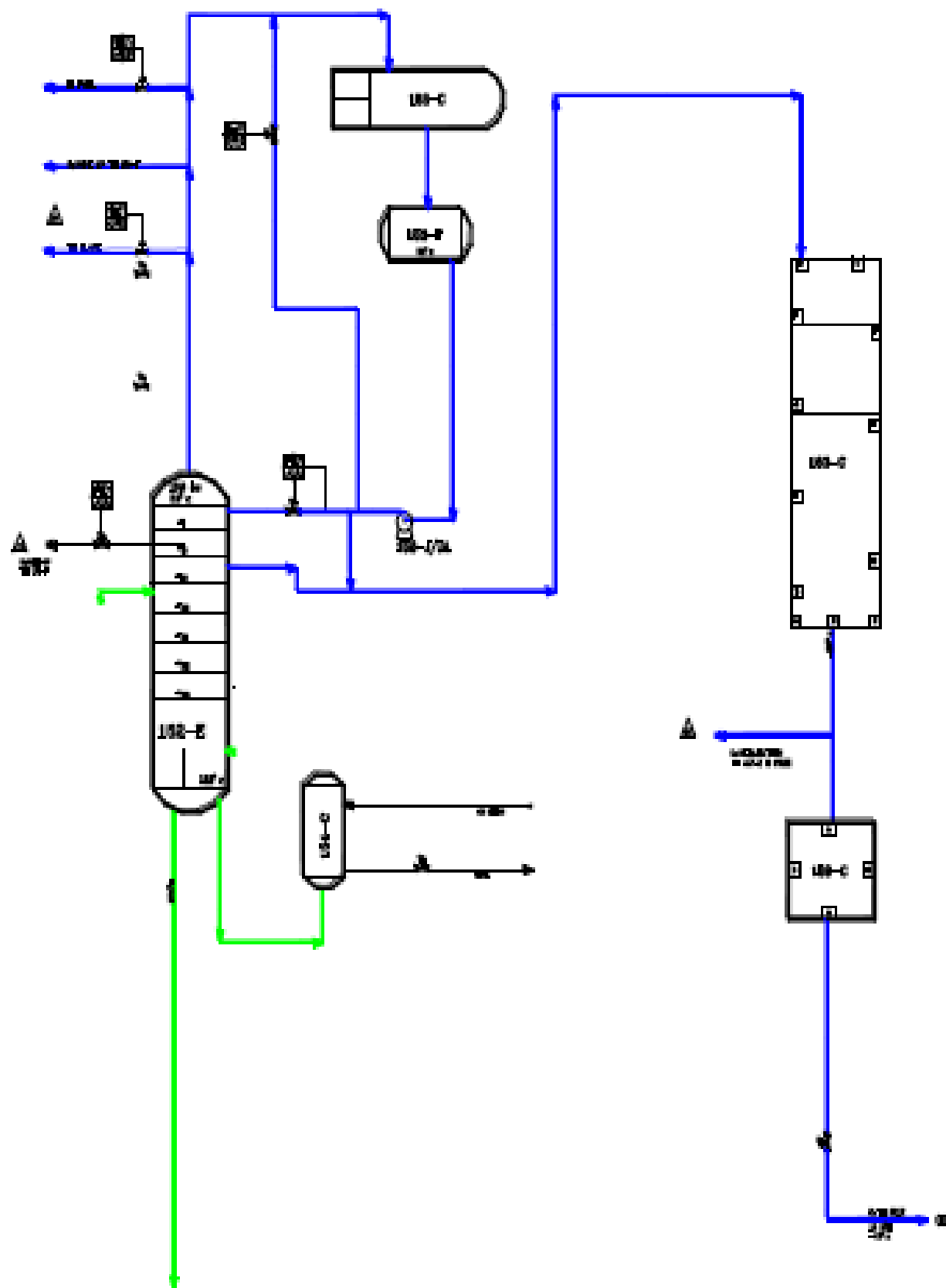
Annexe07 : Section fractionnement



Annexe 08 : Section dé-éthanisation



Annexe 09 : Section dé-propanisation



Annexe 10 : Section dé-butanisation

