



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
La République Algérienne Démocratique et Populaire
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministère de L'Enseignement Supérieur & la Recherche Scientifique
جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم
el Hamid Ben Badis – Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie



N° d'ordre : M...../GC/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie Des Procédés

Option : Génie chimique

Thème

**Etude d'impact de la contamination par l'éthane dans la boucle de
réfrigération au propane**

Présenté par :

Bousemat Hadjer

Soutenu le 24/06/2019 devant le jury composé de :

Président : Mr TERMOUL Mourad

MCB UMAB - Mostaganem

Examinatrice : Mme ZERHOUNI Anissa

MAA UMAB - Mostaganem

Encadreur : Mme ATTOUTI Salima

MCB UMAB - Mostaganem

Année Universitaire : 2018 / 2019

Résumé

Cette étude vise principalement à étudier l'impact de la contamination par l'éthane dans la boucle réfrigérante au propane dans l'industrie du GNL et au niveau du train 400. Dans la première partie du travail nous avons procédé à un ensemble d'analyses chromatographique au niveau de laboratoire du complexe GL2/Z ; en fonction de ces analyses nous avons constaté que le dérèglement de cette section de réfrigération provenant de fuites internes au niveau des échangeurs de multi-passes 451C et 460C. La deuxième partie consiste à réaliser une simulation à l'aide d'un simulateur du procédé 'Aspen Hysys 7.3 ' dans des deux cas (Design, actuel), dans le cas actuel nous avons changé à chaque fois la composition de l'éthane (dans l'ordre croissant) pour voir le changement sur les différents paramètres de marche de la boucle de propane, les résultats relèvent un impact négatif sur la performance du cycle de propane. Les recommandations proposées en fin du présent mémoire seraient certainement utiles si elles venaient à être expliquées aux exploitants du complexe.

Mots clés : boucle réfrigérante au propane, contamination, autoconsommation.

Abstract

This study mainly aims at studying the impact in the presence the of a no- condensible gas and in particular ethane in the propane refrigerant loop in the LNG industry and at the level of train 400. In the first part of the work we carried out a set chromatographic analyzes at the laboratory level of the GL2 / Z complex; based on these analyzes we found that the disruption of this refrigeration section from internal leakage at the 451C and 460C multi-pass exchangers. the second part is to perform a simulation using a simulator of the process 'Aspen Hysys 7.3' in both cases (Design, current), in the present case we have changed every time the composition of ethane (in ascending order) to see the change On the different propane loop run parameters, the results indicate a negative impact on propane cycle performance. The recommendations proposed at the end of this brief would certainly be useful if they were to be explained to operators of the complex.

Keywords : propane refrigeration loop, contamination, consumption.

ملخص

تهدف هذه الدراسة بشكل رئيسي إلى دراسة تأثير وجود غازات خفيفة غير قابلة للتكثيف خاصة الإيثان في حلقة التبريد بالبروبان الموجودة في مصانع لتمبيع الغاز الطبيعي.

في الجزء الأول من العمل قمنا بتنفيذ مجموعة من التحاليل الكروماتوغرافيا على المستوى المخبر للمجمع ج.ل.2.ز، وعلى أساس هذه التحاليل وجدنا ان العطل في قسم التبريد بالبروبان ناتج عن تسرب الداخلي لإيثان في المبادلات متعددة المرات س460 و س451.

في الجزء الثاني من العمل قمنا باستخدام المحاكاة ب المحاكى اسبن هايسيس 7.3 في كلتا الحالتين (التصميم. والحالي) في الحالة الحالية قمنا بتغيير كمية المادة في كل مرة (بشكل تصاعدي) للإيثان الموجود في البروبان المبرد لمشاهدة التغيير على معلمات التشغيل لحلقة البروبان من المؤكد أن التوصيات المقترحة في نهاية هذا الموجز ستكون مفيدة إذا تم شرحها لعمال المجمع.

الكلمات المفتاحية: حلقة التبريد بالبروبان، التلوث، الاستهلاك المفرط.

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail qui représente des longues années d'études, et que j'espère qu'il
Soit à la hauteur de mes efforts à toute ma famille.

D'abord à mon cher père et à ma tendre mère qui ont toujours signé présents à chaque instant
de ma vie, aussi à mes frères et mes sœurs.

Je dédie aussi ce projet à tous ce qui me sont très chers et qui m'ont apporté une aide
Précieuse que je ne serais jamais oubliée

Remerciements

En premier lieu je tiens à remercier DIEU notre créateur, pour nous avoir donné la force d'accomplir ce travail.

Je représente toutes mes expressions de remerciement et ma profonde gratitude à tout l'ensemble du personnel du complexe GL2Z et en particulier à Mme BenaichaNadjet qui tout au long ce stage nous a prodigué de précieux conseils.

Je tiens à remercier mon encadreur Mme Attouti pour son aide et ses conseils qui ont été bénéfiques dans laréalisation de ce mémoire.

Mes profonds remerciements et ma gratitude vont aussi aux membres du jury, pour leur accord de juger notre travail.

Merci à tous

Liste des abréviations

GNL : gaz naturel liquéfié
GN : gaz naturel
HP : haute pression
BP : basse pression
PPm : partie par million
X : numéro du train varie de 1 à 6
RTO : région transport ouest
MEA : monoéthanolamine
C1 : méthane
C2 : éthane
C3 : propane
C4 : butane
C5+ : gazoline
MCR : multi- composant réfrigérant
FG : fuel gaz
JT : Joule Thomson
GPL : gaz du pétrole liquéfié
 ϵ : Efficacité d'un échangeur de chaleur
Q : flux de chaleur
PFD: process flow diagram
APCI: air product and chemical incorporation
TM : tonne métrique
CPG : chromatographie à phase gazeuse
PV : pression valve ; vanne régulatrice de pression
LV : level valve ; vanne régulatrice de niveau
FV : flow valve ; vanne régulatrice de débit

Liste des tableaux

I.1 : La composition du mélange d'alimentation dans la section de fractionnement	05
I.2 : Paramètre de marche du principal équipement de la boucle de propane	10
II.1 : le pourcentage d'ouverture des vannes en cas actuel	16
II.2 : compositions molaires du propane aux entrées et sorties 423, 424 et 425 de l'échangeur 460C	19
II.3 : compositions molaires du propane aux entrées et sorties, 410 ; 411 de l'échangeur 451C	19
II.4 : paramètres de marche dans le cas design du 451C	20
II.5 : paramètres de marche dans le cas réel du 451C	20
II.6 : paramètres de marche dans le cas design du 460 C	20
II.7: paramètres de marche dans le cas réel du 460	22
II.8 : Données du compresseur 401J utilisée pour la simulation	23
II.9 : résultats de la simulation	25
II.10 : production de GNL pendant le mois février 2019	29
II.11 : la quantité de propane exploitée	29

Liste des figures

I.1 : cycle de froid « Rankine »	08
I.2: schéma d'un échangeur fiscaux et calandres	11
I.3: échangeur fiscaux et calandres « multitubulaires »	11
I.4 : schéma d'un échangeur à plaques et joints	11
I.5 : schéma d'un échangeur à plaques soudées	11
II.1 : la production de propane en (T/mois)	15
II.2 : la production du GNL en m3	15
II.3 : schéma de CPG	17
II.4 : Évolution de la teneur en C2H8dans le C3H8 produit et dans le C3H8 Réfrigérant dans le train 400	18
II.5: les composants sélectionnés dans le simulateur	22
II.6 : sélection d'un modèle thermodynamique	23
II.7: schéma du procédé PFD	24
II.8 : la variation des fractions de vapeur en fonction de la contamination	26
II.9 : la révolution du débit de refoulement lors présence des incondensable sur le ballon accumulateur 401F	27
II.10 : le changement de débits de refoulement des quatre ballons d'aspiration lors de la contamination	27
II.11: le changement de débit total de refoulement du compresseur en fonction de contamination	28

Table des matières

Remerciement	b
Dédicace	c
Liste des figures	d
Liste des tableaux	e
Liste des abréviations	f
Sommaire	g
Introduction générale	1
Partie I : partie théorique	
I. Présentation du complexe	3
I.1 description du procédé	3
I.1.1 zone d'utilité	3
I.1.2 zone de procédé	3
I.1.2.1 traitement du gaz naturel	3
I.1.2.2 section de séparation	4
I.1.2.3 section de liquéfaction	5
I.1.2.4 section de fractionnement	5
I.1.3 Stockage et chargement du GNL	6
II. Description de la boucle de propane	7
II.1 Principe de fonctionnement	7
II.2 Description du circuit de propane	8
III. Généralités sur les échangeurs de chaleur	10
III.1 Mode de transfert un échangeur de chaleur	10
III.2 Type des échangeurs de chaleur	10
III.3 Efficacités d'un échangeur de chaleur	11
III.4 Problème de fonctionnement des échangeurs de chaleur	12
Partie II : partie pratique	
I. Problématique	14
II. Localisation du problème	14
II.1 Les causes probables	16
II.1.1 Vérification de la première hypothèse	17
II.1.1.1 Analyse par chromatographie en phase gazeuse	17

II.1.2 Vérification de la deuxième hypothèse	18
II.1.2.1 Suivi des échangeurs 460C et 451 C	18
II.1.2.2 Calcul de l'efficacité des échangeurs défaillants	19
III. Etude de la simulation	21
III.1 Vérification avec les conditions du design	23
II.2 Simulation de la contamination par l'éthane	26
II.2.1 L'influence de la contamination par l'éthane sur les condenseurs 402 CA/CB	26
II.2.2 L'influence de la contamination par l'éthane sur le ballon accumulateur 401F	26
II.2.3 L'influence de la contamination par l'éthane sur le débit de refoulement des quatre ballons d'aspiration	27
II.2.4 L'influence de la contamination par l'éthane sur le débit total de refoulement du compresseur	28
IV. Etude d'impact	28
IV.1 Impact économique	28
IV.2 Impact environnemental	30
IV.3 Impact technologique	30
Conclusion générale	31
Recommandations	32
Bibliographie	33

Introduction

Introduction

Au fil des années, le gaz naturel a pris une place prépondérante dans le marché mondial de l'énergie ; il est souvent considéré comme une alternative énergétique propre, en raison de sa disponibilité et de sa qualité d'énergie propre. L'intérêt pour le gaz naturel est en fait un enjeu économique vital dans le processus de globalisation énergétique.

La formation de coentreprises de production et de commercialisation du gaz naturel s'explique par les conditions favorables à ce combustible dans les pays l'OCDE. Comme il est moins dommageable pour l'environnement et que ses réserves sont moins concentrées régionalement que celle du pétrole [1]

L'Algérie dispose d'une vaste réserve du gaz naturel grâce à laquelle ; elle se positionne comme l'un des premiers producteurs au monde ; elle compte sur sa propre production du gaz naturel ; pour sa consommation intérieure qui est fortement subventionnée. Lorsque les conduites, gazoducs, du gaz naturel ne sont pas réalisables ou n'existent pas ; la liquéfaction du gaz naturel est un moyen de transport du GNL (Gaz Naturel liquéfié) des régions productrices vers des marchés tels que les Etats-Unis et les pays d'Europe ou l'Asie.

La liquéfaction du gaz naturel comprend un système de réfrigération, de refroidissement, à base de propane et d'un autre le MCR (Multi Complexe Réfrigèrent). Le système frigorifique au propane joue un rôle primordial et incontournable dans toute technologie de liquéfaction. Le gaz naturel est pré-refroidi par le propane réfrigérant en cascade afin de produire liquide riche en méthane ayant une température à environ -162°C . Ce type de système ; appelé système en cascade est extrêmement flexible et bien adapté aux systèmes aux très basses températures.

En effet, la boucle de propane est une boucle étanche, elle est reliée à plusieurs sections du procédé pour garantir un refroidissement fiable de -35°C . Une faible fuite d'éthane dans la boucle peut facilement entraîner des conséquences négatives. Pour cela on a opté pour une étude de recherche qui a été élaboré au niveau du complexe GL2/Z et qui vise à identifier et à localiser les causes probables de la présence de l'hydrocarbure léger dans la boucle réfrigérante au propane ; étudier leurs impacts et recommander des solutions adéquates.

Notre mémoire est présenté de la manière suivante :

- La première partie comporte une étude bibliographique dans laquelle on présente une description du complexe la présentation du complexe GL2/Z suivi d'une description sommaire du procédé de liquéfaction ; nous procédons ensuite à une description de la boucle de propane et on termine cette partie par des rappels de notions sur les échangeurs de chaleur

Introduction

- La deuxième partie dans laquelle nous procédons à une étude pratique on commence par poser la problématique ensuite on expose les hypothèses proposées pour résoudre le problème rencontré, puis on commence notre travail de simulation en validant nos données, nos hypothèses, le modèle thermodynamique choisi (PR) ainsi que le schéma de procédé PFD en introduisant les données du design. En étudiant par la suite l'impact de la présence de l'hydrocarbure léger sur les paramètres de fonctionnement de la boucle de propane. A la fin de cette partie on présente une étude succincte sur les impacts financiers, environnementaux et technologiques ; compte tenu des résultats obtenus.

Et enfin cette étude s'achève par une conclusion générale et des recommandations.

Partie théorique

I. Présentation du complexe

Le complexe GL2/Z de l'entreprise nationale Sonatrach, pour ces grandes capacités est l'avant-dernière des ensembles industriels dans la zone industrielle d'Arzew. Il 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.

I.1. Description du procédé

Le complexe GL2/Z comprend trois (03) zones essentielles :

- Une zone d'utilités.
- Une zone de procédés.
- Une zone pour le stockage et l'expédition.

I.1.1. Zone d'utilités.

Les utilités constituent une zone importante au sein du complexe GL2/Z. Elles permettent d'assurer la fourniture (eau, vapeur et électricité) de tous les besoins pendant le démarrage et la marche normale des trains de liquéfaction.

I.1.2. Zone de procédé

Cette zone est composée essentiellement de six (06) trains de liquéfaction identiques, chaque train dispose une section de :

- Traitement de gaz naturel
- Séparation / liquéfaction
- Fractionnement

I.1.2.1. Traitement du gaz naturel

La liquéfaction du GN nous imposant une baisse de température trop jusqu'à -160°C certains composants sont indésirables (gouttelettes hydrocarbures lourds, mercure, CO_2 , H_2O) dans les sections à basses températures. Le rôle de la section traitement gaz sera d'éliminer les indésirables, cette élimination s'effectuera en quatre étapes :

a) Élimination des hydrocarbures

Avant de son entrée dans la section démercurisation, le gaz naturel est débarrassé des impuretés, elle se fait dans un ballon séparateur X31F. La phase liquide est envoyée soit vers l'égout d'eau huileuse ou vers le brulot chaud. Dans cette phase liquide, on peut trouver quelques fois d'huile provenant des compresseurs des stations RTO.

b) Élimination du mercure

L'unité de démercurisation est installée en amont de la section de décarbonation de gaz naturel. Elle est conçue pour réduire la concentration du mercure dans le gaz de l'alimentation de $100 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$ à $0.01 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$

c) Décarbonation

Le gaz naturel entre d'abord dans la section de décarbonation où l'on fait réduire sa teneur en gaz carbonique CO_2 inférieur à 70ppm au moins. Cette opération est nécessaire pour éviter la solidification du gaz carbonique dans la section de liquéfaction.

d) Déshydratation

Le gaz naturel (GN), à la sortie de décarbonations, est saturé en eau (1500 ppm), la section sera chargée d'enlever complètement cette eau pour obtenir une concentration inférieure à 1 ppm cette déshydratation se fera en deux étapes :

- Refroidissement et condensation à 21°C dans le X41C et le X41F.
- Séchage par adsorption dans les sécheurs.

➤ Remarque

Le procédé de décarbonation va augmenter la teneur en eau du GN et augmentera donc le travail de la déshydratation (1500 ppm). Ce qui nous oblige à placer cette section en deuxième position dans le procédé.

I.1.2.2. Section de séparation [2]

La séparation des hydrocarbures lourds du gaz naturel nécessite une tour de lavage comprenant 15 plateaux dotés d'un rebouilleur à vapeur.

Avant qu'il y ait une séparation des hydrocarbures lourds ; le GN venant de la section déshydratation est refroidi par paliers successifs à environ -35°C au travers de quatre (04) échangeurs au propane ; par passage dans l'inter échangeur à contre-courant ; le GN est partiellement condensé par les vapeurs froides de la tête de la tour de lavage X01-E.

Ce courant à deux phases alimente la colonne X01-E (15 plateaux à clapets) au niveau du 10^{ème} plateau. Les hydrocarbures lourds tels que le C_2 , C_3 et C_4 seront en grande partie condensés et séparés du C_1 .

Ces produits lourds sont recueillis au fond de la colonne X01E et seront acheminés vers le fractionnement.

Les vapeurs de la tête telles que l'azote ; l'hélium et le méthane céderont une partie de leur frigorie au GN.

I.1.2.3. Section de liquéfaction [3]

Liquéfier un gaz naturel c'est – à- dire le refroidir à une température inférieure à son point de rosée. Ce refroidissement se fait à l'aide d'un système de réfrigérant mixte MCR dans l'échangeur principale. Le gaz naturel traité à -33°C et 37 bars dirige vers le faisceau central du l'échangeur principal ou il sera refroidi par le MCR à -110°C . Ce liquide monte dans l'échangeur principal en traversant le faisceau froid ou il sera condensé par le MCR liquide issue de la détente à travers la JT froide. Le GNL sort en tête de l'échangeur principal à 24.3 bars et -148°C et se dirige vers l'échangeur de gaz de rejet ; et se combine à sa sortie avec la réinjection du propane et de l'éthane venant de fractionnement.

Ce mélange à -151°C sera détendu à 4.8 bars par flash (le ballon de gaz combustible à haute pression). Ce flash a pour effet de libérer l'azote et de l'hélium dissous dans la phase liquide du GNL.

Ce liquide sera refroidi à -156°C avant de pénétrer en tête de la colonne du déazoteur par échange avec le liquide de fond.

La phase liquide GNL est récupérée au fond du déazoteur et elle sera acheminée par des pompes vers les bacs de stockage à -162°C ; les vapeurs de tête passent dans l'échangeur de rejet.

I.1.2.4. Section de fractionnement

La section de fractionnement de chaque train de liquéfaction comprend trois colonnes avec leurs annexes : une colonne de déethanisation, une colonne de dépropanisation et une colonne de débutanisation :

a) Déethaniseur X51E

Tableau I.1 : La composition du mélange d'alimentation est la suivante

Produit	Composition
C_1	12,28%
C_2	27,79%
C_3	35,46%
iC_4	6,47%
nC_4	10,96%
iC_5	1,77%
nC_5	2,44%
C_6^+	2,88%

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.

b) Dépropaniseur X52E

Il constitue la 2^e tour de fractionnement. Son rôle est de produire le propane en tête de colonne et de l'acheminer en grande partie vers le complexe GP1Z pour y être commercialisé, l'autre partie sert comme appoint dans la boucle MCR et propane réfrigérant ; les produits de fond sont acheminés vers la colonne de débutanisation.

c) Débutaniseur X53E

Il constitue la 3^e tour de fractionnement. Le produit de tête de la colonne est du butane à (98.8%), « commercial » est envoyé vers le complexe GPL pour y être commercialisé. Le produit de fond de la colonne constitue la gazoline qui est envoyé vers stockage pour y être commercialisée

I.1.3. Stockage et chargement du GNL

Le stockage du GNL produit par les six (06) trains de liquéfaction est assuré par trois (03) bacs de 100000 m³, chacun à une température de -162 °C et 1,05 bar. Le chargement est assuré par cinq (05) pompes de chargement d'une capacité unitaire de 2500 m³/h, le GNL est déversé dans les méthaniers par l'intermédiaire de 8 bars de chargement.

II. Description de la boucle de propane

Le système de réfrigération au propane est couramment utilisé dans les industries de liquéfaction du gaz naturel. Le complexe GNL2/Z liquéfie le gaz naturel suivant le procédé A.P.C.I (Air Products and Chemicals Incorporation) qui fonctionne avec deux fluides frigorigènes (le propane et le MCR).

II.1. Principe de fonctionnement [4]

Pour un mélange tel que le gaz naturel, la condensation a lieu sur un intervalle de température entre les points de rosée et de bulle, par conséquent, un procédé de liquéfaction nécessite beaucoup de réfrigérant pour atteindre cet objectif.

La boucle propane est une boucle fermée, elle a été conçue sur la base du cycle frigorifique « Rankine ». Dans ce cycle ; la réfrigération est assurée par la compression, le refroidissement, la détente et l'évaporation.

Le fluide frigorigène en phase gazeuse reçoit en s'échauffant une quantité de travail $W > 0$ (transformation 1 représentée par le segment AB), $W = H_A - H_B$ ($H =$ enthalpie).

Le gaz est ensuite refroidi en fournissant à la source chaude (eau de mer dans les refroidisseurs X02 CA/CB). Le changement de phase vapeur – liquide se réalise dans la portion BC (P et T constante). Le liquide est alors détendu de la pression P_1 à la pression P_2 dans la vanne, selon une transformation isentropique (c'est-à-dire avec l'enthalpie est constante durant toute la transformation). Il est ainsi refroidi jusqu'à la température T_2 et une proportion est instantanément vaporisée (la portion CD).

En D, la phase liquide restante continue sa transformation dans l'évaporateur (Chiller MCR) en revenant de la source froide (GN) une quantité de chaleur $Q > 0 = Q_2 = H_A - H_D$. Le changement de la phase s'effectue à la température constante T_2 , la vapeur est ensuite légèrement surchauffée de T_2 à T_3

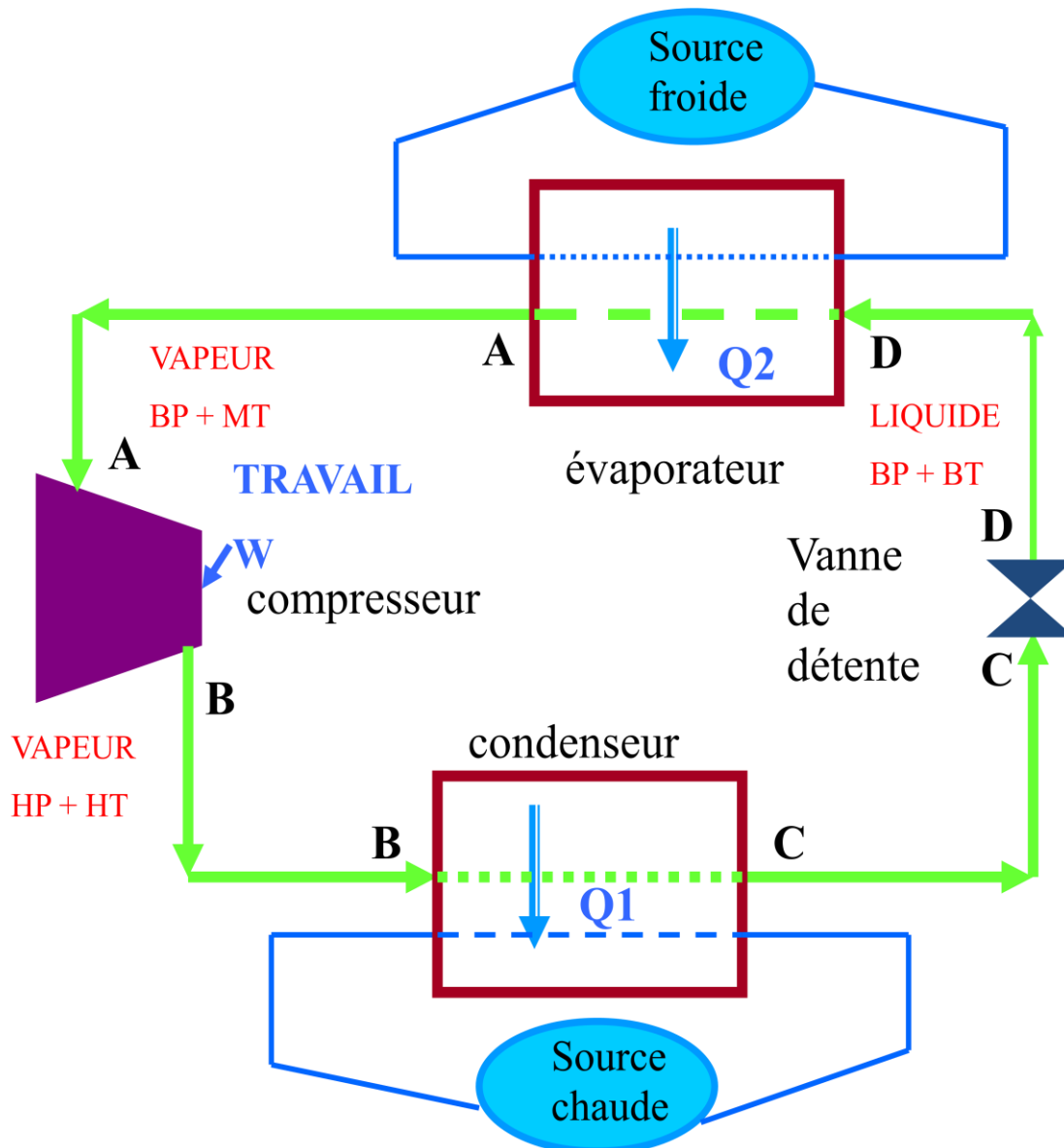


Figure I.1 : cycle de froid « Rankine »

II.2. Description du circuit de propane [5]

La boucle de réfrigération au propane se compose de 04 niveaux de pressions et de températures. Les vapeurs de propane, après compression dans le compresseur propane 101J à 04 étages sont désurchauffées et condensées dans les refroidisseurs X02 CA et CB à contre-courant par l'eau de mer.

- Le propane sera dirigé ensuite vers l'accumulateur X01F qui alimentera les circuits et les équipements suivants : X41C / X02F / X03C / X12C / X60C / X57 CA / CB.
- Les vapeurs de propane, générées dans les échangeurs cités, retourneront vers le X01J en passant par les ballons d'aspiration, seront comprimées et le cycle se renouvellera.
- L'appoint de propane pour cette boucle fermée est assuré par le dépropaniseur X52E.

a) Réfrigérant propane 1^{er} niveau

Une partie du propane liquide du X01F est envoyée directement dans le ballon d'aspiration X02F par la LV 303 après détente. Le C₃H₈ liquide du X01F alimente également les échangeurs ci-dessous, et les vapeurs générées seront dirigées au ballon d'aspiration X02F.

- Refroidisseur de gaz d'alimentation X41C
- Refroidisseur du gaz d'alimentation X03C : Il refroidit le GN selon le même principe que le X41C jusqu'à +5°C.
- Refroidisseur du réfrigérant mixte où MCR X12C : Il refroidit le MCR à 9°C.
- Sous refroidisseur butane X60 C
- Réchauffeurs de gaz combustible X57 CA / CB.

b) Réfrigérant Propane 2^{ème} Niveau

Une partie du C₃H₈ liquide venant du X02F passe après détente par la LV 304 dans le ballon X03F (2,5 bars ; -10°C). Ce ballon (X02 F) alimente les équipements ci-dessous :

- Refroidisseur de gaz d'alimentation X04C : Il permet de refroidir le GN à - 6°C
- Refroidisseur de MCR X13C : Il refroidit le réfrigérant mixte également à - 6°C

c) Réfrigérant Propane 3^{ème} Niveau

Le C₃H₈ liquide venant du X03F passe après détente par la LV 305 dans le ballon X04F (1 ,4 bars ; -21°C). Ce ballon (X03 F) alimente les équipements ci-dessous :

- Refroidisseur de gaz d'alimentation X05C
- Refroidisseur de MCR X14C
- Condenseur de tête X51C du dééthaniseur
- Sous refroidisseur de butane X60C

Les vapeurs produites dans ces échangeurs sont collectées dans le ballon X04F et envoyées vers le 2^{ème} étage du compresseur X01J.

d) Réfrigérant Propane 4^{ème} Niveau

Le propane liquide venant du ballon X04F passe après détente par la LV 306 dans le ballon X05F (0,3 bar ; - 35°C). Ce ballon (X04 F) alimente les équipements ci-dessous :

- Refroidisseur de gaz d'alimentation X06C
- Refroidisseur de MCR X15C
- Refroidisseur de tête X51C
- Sous refroidisseur de butane X60C

Les vapeurs venant de ces échangeurs seront collectées dans le ballon X05F et seront aspirées par le X01J.

Tableau I.2 : Paramètre de marche du principal équipement de la boucle de propane

Équipement	Pression (b)	Température (°C)	Niveau (%)	Débit (Nm ³ /h)
101J	12	58,8		382400
101F	10,3	33	60	
141C	7	20	50	
102F	4,5	5	12	142000
103F	2,4	-9,7	12	86400
104F	1,4	-21	12	78000
105F	0,3	-35	12	75000
103C à 106C			90	
112C à 115C			90	

III. Généralités sur les échangeurs de chaleur

Les échangeurs de chaleurs sont des dispositifs qui permettant de transfert d'énergie thermique entre deux fluides séparés par une surface solide. Suivant le sens d'écoulement des fluides, les échangeurs peuvent fonctionner à courant parallèle, contre-courant, courant mixte ou courant croisé.

III.1. Mode de transfert un échangeur de chaleur [6]

L'échangeur de chaleur, qui se produit entre deux corps à des températures différentes, qui peut se faire selon trois modes :

- a) **Conduction** : la chaleur se propage de proche en proche à travers la matière sans qu'il n'y ait de transfert de cette dernière. La conduction assure un bon transfert de chaleur à travers les solides.
- b) **Convection** : dans un fluide, les différences de températures produisent des différences de densité pouvant amener, à des mouvements de la matière, dits mouvement de condition.
- c) **Rayonnement** : le corps émettant de l'énergie par leur surface de radiation.

III.2. Type des échangeurs de chaleur [7]

Il existe différents classements des échangeurs de chaleurs suivant le critère utilisé

a) Échangeur tubulaires et multitubulaires

Ils représentent la majorité des échangeurs de chaleur utilisés dans les industries chimiques et pétrolières.

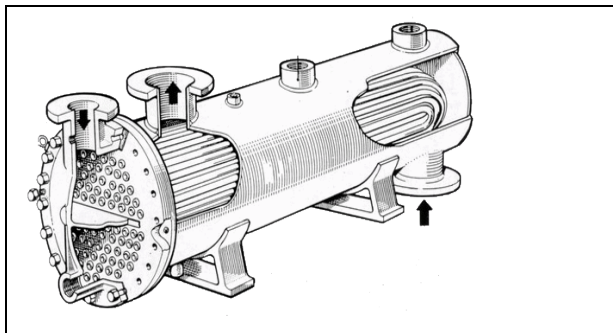


Figure I.2 : schéma d'un échangeur fiscal et calandre

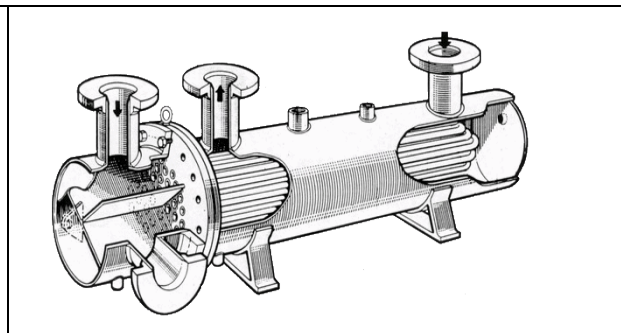


Figure I.3 : échangeur fiscaux et calandre (multitubulaires)

b) Échangeurs à plaque

En règle générale, les échangeurs à plaques sont constitués par un empilement de plaques écartées les unes des autres par des entreprises pour former un ensemble de conduits pairs, l'autre dans plats. Un fluide circule dans les conduits pairs,

On peut distinguer principalement de types d'échangeurs à plaques, ceux à plaques et joints et ceux à plaque brasées (ou cassette).

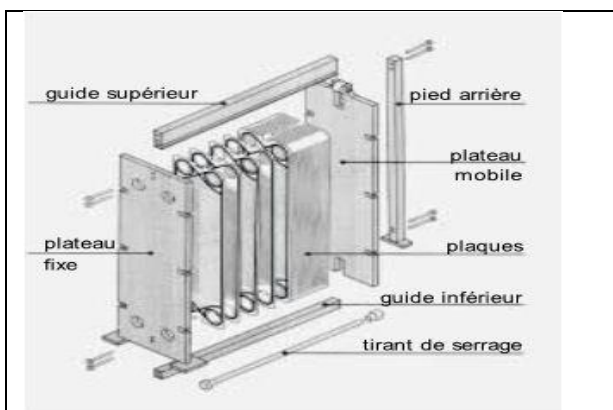


Figure I.4 : schéma d'un échangeur à plaques et joints



Figure I.5 : échangeur à plaques soudées

III.3.Efficacités d'un échangeur de chaleur [8]

L'efficacité d'un échangeur de chaleur dépend de sa géométrie, de la nature des deux fluides et de leurs températures.

L'efficacité d'un échangeur de chaleur est définie comme suit :

$$\epsilon = \frac{Q_{réel}}{Q_{max}} \quad \text{I.1}$$

$$\text{Ou aussi : } Q_{réel} = Q_{max} = \dot{m}_c cp_c (T_{ce} - T_{cs}) \quad \text{I.2}$$

Q_{max} Étant le flux de chaleur maximal pouvant être changé dans l'appareil

Q_{max} et $Q_{réel}$ sont deux puissances évaluées avec les mêmes conditions d'entrée et deux fluides dans l'échangeur.

Q_{max} Est obtenue quand le fluide subit une variation de température égale à ΔT_{max}

$$Q_{max} = [m \cdot cp]_{min} (T_{ce} - T_{fe}) \quad \text{I.3}$$

$$C_{min} = [m \cdot cp]_{min} \quad \text{Ou} \quad C_{min} = m_f \cdot cp_f \quad \text{I.4}$$

On distingue deux cas différents :

$$\text{Si : } \dot{m}_c cp_c < \dot{m}_f cp_f$$

Le flux de chaleur maximum est donné par :

$$Q_{max} = \dot{m}_c cp_c (T_{ce} - T_{fe}) \quad \text{I.5}$$

$$\text{Si : } \dot{m}_c cp_c < \dot{m}_f cp_f$$

Le flux de chaleur maximum est donné par :

$$Q_{max} = \dot{m}_f cp_f (T_{ce} - T_{fe}) \quad \text{I.6}$$

Avec :

\dot{m}_c : Le débit massique du fluide chaud (kg/s).

cp_c : La capacité calorifique du fluide chaud (J/kg. K).

T_{ce} : La température d'entrée du fluide chaud (K).

T_{cs} : Température de sortie du fluide chaud (K).

\dot{m}_f : Débit massique du fluide froid (kg/s).

cp_f : Capacité calorifique du fluide froid (J/kg. K).

T_{fe} : Température d'entrée du fluide froid (K).

T_{fs} : Température de sortie du fluide froid (K).

C_{min} : Débit thermique unitaire minimal (w/k).

III.4. Problème de fonctionnement des échangeurs de chaleur

Les principaux problèmes de fonctionnement rencontrés par les utilisateurs d'échangeur de chaleur ont trait au phénomène d'encrassement, de corrosion et de vibration.

a) Encrassement des échangeurs de chaleur

Peut être défini comme le dépôt de matériaux ou de substances indésirables sur une paroi, affecte une grande variété d'opérations industrielles [9]

b) La corrosion d'un échangeur de chaleur

La corrosion est le résultat d'une réaction chimique ou électrochimique entre la surface de transfert de chaleur et le fluide en écoulement permettant de produire des particules (oxydes) provoquant l'encrassement particulaire.

c) Vibration d'un échangeur de chaleur

Les vibrations constituent un paramètre essentiel à prendre en compte dans la conception d'un échangeur de chaleur, elle peut causer des fissures internes ou externes puissent des fuites qui vont causer une défaillance au niveau de cette échangeur. [8]

Partie pratique

I. La problématique

Dans le complexe GL2/Z ; la boucle réfrigérante au propane (pur à 99.6%) représente une part importante dans la liquéfaction du gaz naturel ; elle permet d'atteindre un rendement efficace pour refroidir le GN avant l'étape de liquéfaction et de son refroidissement final par le MCR.

En effet, la présence d'une quantité appréciable d'éthane dans le propane réfrigérant influe pertinemment sur le bon fonctionnement de l'opération de liquéfaction.

Étant donné que la boucle de propane est une boucle étanche en prenant en considération que le propane perdu sera envoyé vers le collecteur gaz combustible des chaudières. L'objectif principal de notre travail est d'évaluer l'impact direct ou indirect sur la surconsommation du propane au niveau de ladite boucle. À cet effet, nous allons suivre les démarches suivantes :

- Suivi de la qualité du propane d'appoint ;
- Suivi de la qualité du propane réfrigérant ;
- Vérification du fonctionnement de l'échangeur de chaleur 451C et 460C ;
- Simulation de la boucle réfrigérante par le logiciel Hysys 7.3 dont le but est de montrer l'influence de la contamination par l'éthane sur la boucle de propane puisque c'est un calcul très itératif et compliqué.

II. Localisation du problème

Le complexe GL2/Z assure la production de GNL et des sous-produits tels que le propane, le butane et la gazoline.

Une bonne partie du propane d'une qualité commerciale qui sera acheminée vers le complexe GP1/Z et une faible quantité qui servira d'appoint à la boucle de propane.

Nous avons exploité la production des trois (03) trains à l'exception du train 300 ; 500 et 600 qui s'est trouvé à l'arrêt durant notre stage.

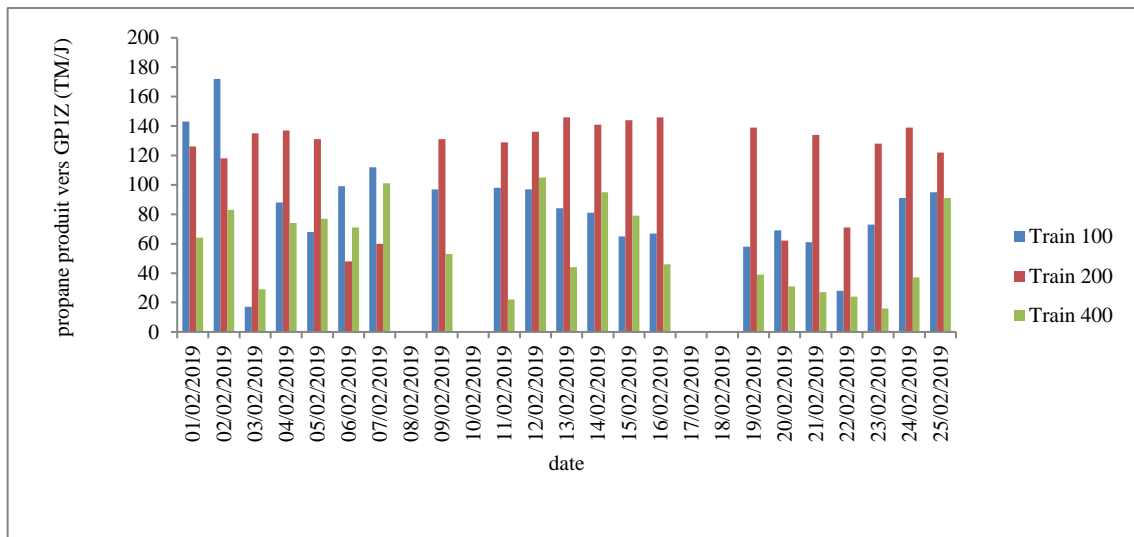


Figure II.1 : la production de propane en (T/mois)

- Si on fait la comparaison entre les trois trains, on observe que le train 400 produit une faible quantité de propane comparativement aux deux autres, c'est ce qui prouve que le train 400 à une grande autoconsommation.

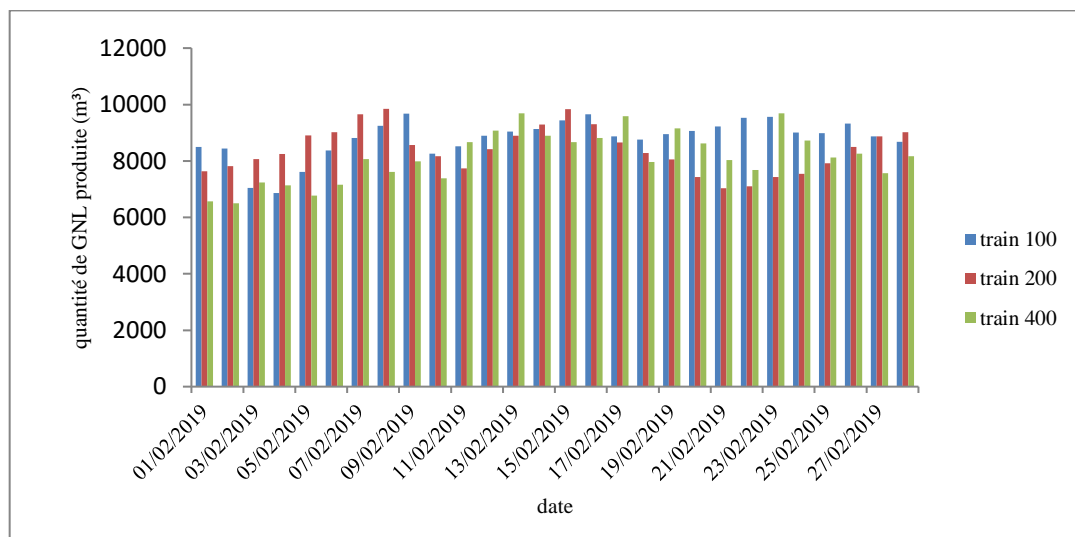


Figure II.2 : la production du GNL en m³

La quantité du gaz d'alimentation des trois trains en service est quasiment la même, on remarque en outre, que le train 400 à une grande autoconsommation du fait qui commercialise une quantité de propane inférieure à celle des autres.

En observant bien le schéma de fractionnement, on remarque que la vanne FICV 416 est utilisée pour fournir le C_3H_8 vers la boucle de propane et la vanne FICV512 est censée réguler le débit de C_3H_8 orienté vers le stockage.

En effet, quand la boucle de propane a besoin d'un appoint de C_3H_8 , le tableautiste augmente l'ouverture de la vanne FICV416 ce qui fait que le débit augmente et la pression du dépropaniseur diminue. Face à cette situation le régulateur PIC406

commande à la vanne FIC 437 et lui donnant l'ordre d'étrangler quelque peu jusqu'à atteindre de nouveau la pression de service.

En visitant la salle de contrôle (DCS), on a pu collecter quelques informations concernant le pourcentage d'ouverture des vannes concernées par la distribution des débits de propane (voir annexe 1 et 2)

Tableau II.1 : le pourcentage d'ouverture des vannes

Cas design			
vanne	Train 100	Train 200	Train 400
FV416	40%	40%	40%
FV437	30%	30%	30%
Cas actuel			
FV416	20%	20%	70%
FV437	25%	30%	20%

En observant les deux tableaux au ci-dessus, on constate que le train 400 est en déséquilibre, il consomme une grande quantité de propane destinée vers la boucle réfrigérante.

Par conséquent, le train 400 a été gardé à la suite de nos recherches étant donné que son dysfonctionnement est le plus marqué comparativement aux autres trains en marche.

II.1. Les causes probables

Les appoints dans le circuit propane réfrigérant doivent être les plus purs possibles. (99.6%)

En effet la présence de léger (l'éthane) changerait d'une façon sensible le bon fonctionnement de la boucle de propane.

Dans un souci du sujet de nos recherches, nous avançons les hypothèses suivantes :

a) Première hypothèse

Contamination due à la mauvaise qualité de l'appoint en propane issu de la section de fractionnement.

b) Deuxième hypothèse

Contamination due aux fuites internes dans la boucle réfrigérante au propane.

II.1.1. Vérification de la première hypothèse

On s'est vite rendu compte qu'il était possible que la qualité de propane d'appoint soit polluée par l'éthane à cause du mauvais fonctionnement du dépropaniseur.

Pour cela, nous avons effectués une série d'analyses chromatographiques au niveau du laboratoire durant le mois de février sur le propane réfrigérant (soutiré au niveau du refoulement du compresseur propane 401J) et le propane produit (soutiré au niveau du dépropaniseur 452E).

II.1.1.1. Analyse par chromatographie en phase gazeuse

La chromatographie en phase gazeuse est une méthode d'analyse immédiate basé sur le partage des substances entre deux phases, l'une fixe, dite phase stationnaire et l'autre mobile appelé gaz vecteurs.

La colonne chromatographique est placée dans un four thermo régulé, le gaz vecteur sera l'Hélium, injectons dans la tête de la colonne un échantillon contenant une ou plusieurs espèces. Les molécules de l'échantillon passeront de nombreuses fois dans la phase stationnaire et dans la phase gazeuse, ainsi les deux constituants seront séparés à la sortie de la colonne.

Le chromatographe utilisé est de type variant CP-3800

Les conditions d'analyse sont : [10]

- Température vanne : 120 °C
- Colonne : 90° C
- Détecteur ECD : 280° C
- Débit d'injection : 15 ml/mn ;
- Pression colonne : 23.4 Psi.

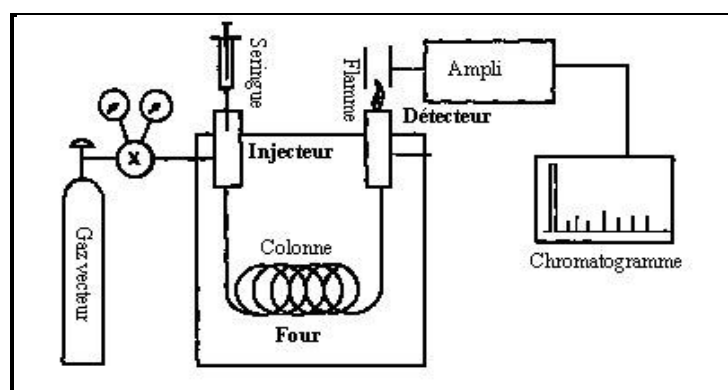


Figure II.3 : schéma de CPG

Les analyses de propane produit et le propane réfrigérant réalisé par CPG sont représentés dans le graphe ci- dessous

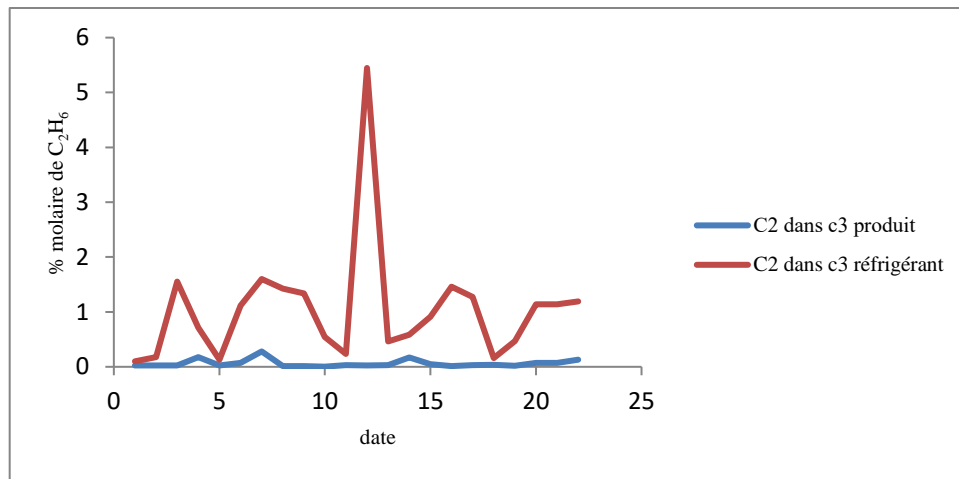


Figure II.4 : Évolution de la teneur en C_2H_6 dans le C_3H_8 produit et dans le C_3H_8 Réfrigérant dans le train 400

D'après la figure précédente, on peut confirmer que le dépropaniseur est en marche normale, il est carrément irresponsable de la contamination du propane réfrigérant par l'éthane ; car il fonctionne selon les normes puisque la teneur en éthane dans le propane produit est voisine de celle du design. A ce stade on peut déduire que la source de la contamination du propane réfrigérant se réside dans la boucle elle-même, ce que nous a recouru à la 2^{ème} hypothèse.

II.1.2. Vérification de la deuxième hypothèse

En effet, une présence d'incondensables légers sera détectée par une augmentation de pression dans le 401F et une baisse de niveau dans le 102CA/CB avec une ouverture de PV 301.

La boucle réfrigérante est connectée avec plusieurs équipements tels que :

- Un ballon accumulateur de propane 401F.
- Quatre refroidisseurs de gaz d'alimentation.
- Quatre refroidisseurs de réfrigérant MCR.
- Quatre ballons d'aspiration 402F/ 403F/ 404F/ 405F.
- Sous refroidisseur de butane 460C (échangeur de chaleur à plaque).
- Condenseur de tête de dé-éthaniseur 451 C.

Étant donné que la boucle de propane est mise en contact avec les refroidisseurs de GN il est possible que la boucle soit contaminée par l'éthane, elle sera aussi contaminée par autres compositions tels que le méthane et l'azote (ces deux constituants sont fortement présents dans le GN). Donc le refroidisseur de GN est irresponsable de cette contamination car notre boucle est contaminée seulement par l'éthane

II.1.2.1. Suivi des échangeurs 460C et 451 C

Dans le but d'identifier la source de contamination pour garantir la crédibilité de nos résultats, et d'avoir des analyses perspectives, les passes inférieures de l'échangeur 451C et 460C doivent être constamment isolées en raison du taux d'éthane jugé comme étant top élevé.

Lors de processus de prise d'échantillons, la source de contamination, dont la pression du fluide prélevé au niveau de ces purges était beaucoup plus élevée que celle du propane réfrigérant, ceci nous a confirmé que l'éthane est présent à ce niveau.

Tableau II.2 : compositions molaires du propane aux entrées et sorties 423, 424 et 425 de l'échangeur 460C

Constituant	Entrée 423%	Sortie 423%	Entrée 424%	Sortie 424%	Entrée 425%	Sortie 425%
Ethane	0,175	5,311	1,057	0,953	0,091	0,100
Propane	98,569	94,002	97,124	95,880	99,909	0,990
i-butane	1,034	0,704	1,118	2,800	-	-
n-butane	0,222	0,006	0,410	0,312	-	-
i-pentane	-	-	0,091	0,005	-	-
n-pentane	-	-	-	-	-	-

Tableau II.3 : composition molaire du propane aux entrées et sorties, 410 ; 411 de l'échangeur 451C

Constituant	Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
	410%	410%	411%	411%
Ethane	1,075	3,444	0,157	0,397
Propane	98,010	93,954	99,772	99,567
i-butane	0,799	2,382	0,063	0,032
n-butane	0,116	0,224	0,008	0,004

Selon les résultats obtenus, nous nous rendons compte que dans l'échangeur 451C et 460C, il y a une présence considérable d'éthane. On peut en toute rigueur affirmer que l'hypothèse 2 est vraie. On distingue aussi que cette contamination est due aux fissures dans les échangeurs à plaques 451C et 460C.

II.1.2.2. Calcul de l'efficacité des échangeurs défaillants

Rappelons que l'équation de l'efficacité thermique d'un échangeur est donnée par :

$$\epsilon = Q_{réel} / Q_{max} \quad \text{II.1}$$

Les paramètres de marche (dans le cas design et réel) de l'échangeur 451C et 460C sont regroupés dans les tableaux ci- dessous

Tableau II.4 : paramètres de marche dans le cas design du 451C

Compartiment	Passe	Composé	Température d'entrée (C°)	Température de sortie (C°)	Débit massique \dot{m} (Kg/hr)	Capacité calorifique CP (J/Kg.K)
1	A	Éthane	-6,80	-16,30	24242	5139,130
	B	Propane réfrigérant	-28,70	-19,40	13456	5327,230
2	A	Éthane	-16,20	-30,70	24242	3271,310
	C	Propane réfrigérant	-48,76	-34,17	10822	4032,530

$$\varepsilon_1 = 0,75$$

Tableau II.5 : paramètres de marche dans le cas réel du 451C

Compartiment	Passe	Composé	Température d'entrée (C°)	Température de sortie (C°)	Débit massique \dot{m} (Kg/hr)	Capacité calorifique CP (J/Kg.K)
1	A	Éthane	6,80	-11,6	26530,2	9112,023
	B	Propane réfrigérant	-28,7	-21,2	13456	15276,02
2	A	Éthane	-11,6	-22,30	26530,2	4010,230
	C	Propane réfrigérant	-42,7	-34,17	10822	7015,406

$$\varepsilon_2 = 0,479$$

- Dans l'échangeur 460C, on s'intéresse sur les passes de l'éthane et de propane réfrigérant (voir annexe 15)

Tableau II.6 : paramètres de marche dans le cas design du 460 C

Compartiment	Passe	Composé	Température d'entrée (C°)	Température de sortie (C°)	Débit massique \dot{m} (Kg/hr)	Capacité calorifique CP (J/Kg.K)
1	A	Ethane	9,39	-13,40	8945,13	2097,140
	E	Propane réfrigérant	-43,64	-20,85	2045,40	5229,868
2	A	Ethane	-13,4	-31,40	8945,13	2700,220
	D	Propane réfrigérant	-52,9	-35,20	1960,32	6804,734

$$\varepsilon_3 = 0,78$$

Tableau II.7: paramètres de marche dans le cas réel du 460 C

Compartiment	Passe	Composé	Température d'entrée (C°)	Température de sortie (C°)	Débit massique \dot{m} (Kg/hr)	Capacité calorifique CP (J/Kg.K)
1	A	Ethane	3,7	-1,18	3963	3216,51
	E	Propane réfrigérant	-35,33	-15,9	2522	13900,09
2	A	Ethane	-1,18	-28,9	9363,5	1971,94
	D	Propane réfrigérant	-64,59	-30,54	1810,5	9805,44

$$\varepsilon_4 = 0,34$$

Dans le cas présent, les deux équipements (451C et 460C) ne fonctionnent pas correctement, ce qui prouve et confirme que l'efficacité d'un échangeur de chaleur dans le cas réel est beaucoup moins importante en comparaison à celle du design, notamment dans l'échangeur 460C.

Il semble évident que notre source de problème réside dans une défaillance des échangeurs de chaleurs (451C et 460C). Cette défaillance se forme à la suite des fissures internes dues soit à la corrosion éventuelle des plaques causée par la présence de trace de mercure dans le fluide, soit par une augmentation subite de pression ou aux changements brusques de température (les échangeurs à plaques 451C et 460C sont fabriqués sous un contrôle de qualité contre l'augmentation brusque de température et de pression).

Dans le cadre de l'hypothèse deux (02) ; nous avons expliqué que la contamination de la boucle de propane est due aux fuites internes dans la boucle elle-même.

Ainsi, après avoir cherché la source de la surconsommation de propane dans le train 400, l'évidence veut que celle-ci réside impérativement dans la fuite interne de l'échangeur 460 C et 451C ; dans ce contexte l'hypothèse deux (02) est validée.

III. Étude de la simulation

Ce travail porte sur la simulation de la boucle de propane. L'objectif de cette simulation est de présenter et d'expliquer l'ensemble des éléments et des facteurs qui influencent le comportement de la boucle de manière virtuelle.

La simulation a été faite par le logiciel Hysys 7.3 dans le but d'examiner l'influence croissante de la teneur en éthane dans la boucle réfrigérante et de visualiser le changement de paramètre de marche en fonction de cette contamination.

Nous allons construire, exécuter, analyser et manipuler une simulation de la boucle réfrigérante au propane par le logiciel Hysys 7.3 pour étudier l'effet de la contamination sur les paramètres de fonctionnement de cette boucle, pour cela on doit suivre les étapes suivantes :

a) Choix des composés

Dans un premier temps ; on doit sélectionner les composés nécessaires à la simulation ; l'un après l'autre en introduisant le nom de la « case match » et en cliquant à chaque fois sur « add pure ». Dans le cas présent on choisira « Méthane ; Éthane ; Propane ; i-Butane ; n-Butane ; i-Pentane ; n- Pentane ; Hélium ; Nitrogène ; CO₂ et H₂O).

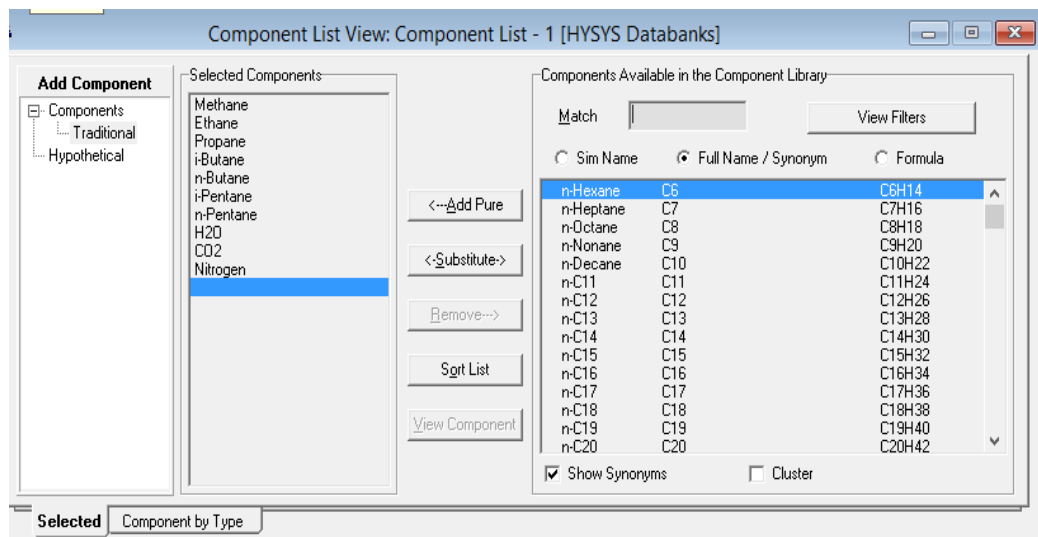


Figure II.5: les composants sélectionnés dans le simulateur

b) Sélection d'un modèle thermodynamique

Sur la fenêtre « Prop Pkg », on sélectionne le filtre EOSS (Equations of State). A l'aide de la souris on choisit l'équation Peng-Robinson. On ferme cette fenêtre et l'on observe que dans la fenêtre Simulation Basis Manager apparaît une ligne indiquant le nombre de composés sélectionnés et le modèle thermodynamique choisi (Peng-Robinson).

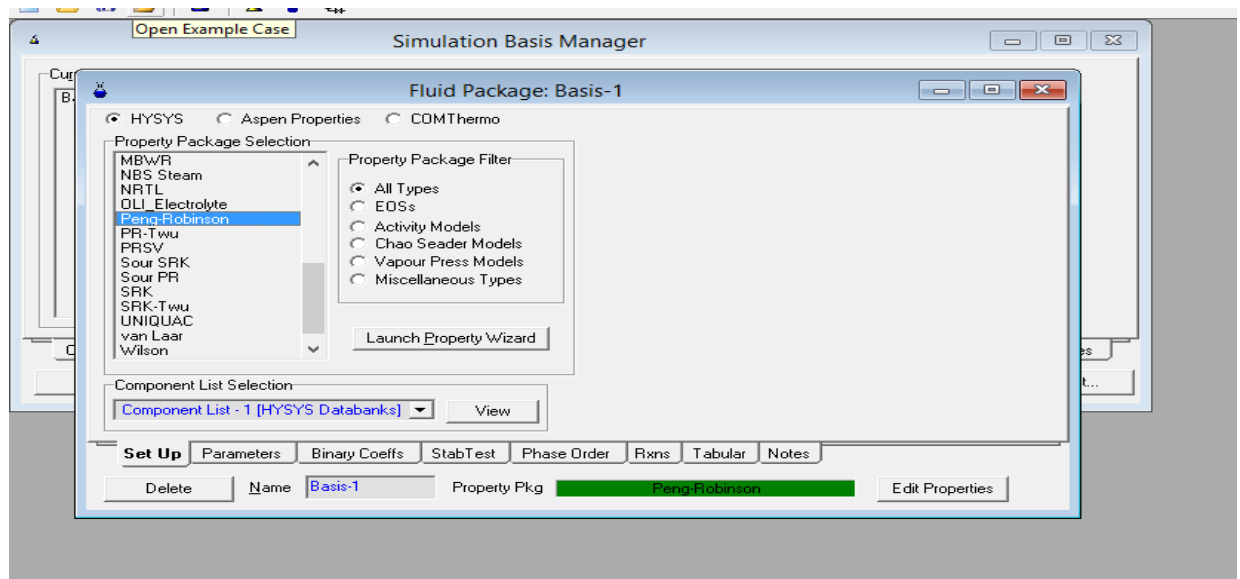


Figure II.6 : sélection d'un modèle thermodynamique

c) Constructions du PFD

Après la sélection du modèle thermodynamique, on procède directement à construire un schéma de la boucle réfrigérante au propane et à exécuter le programme de simulation de cette boucle.

III.1.Vérification avec les conditions du design

Les modèles de simulation exigent un nombre considérable de données et d'équipements c'est pour cela on a pu à collecter les informations nécessaires pour réaliser notre simulation (voir annexe 15).

Tableau II.8 : Données du compresseur 401J utilisée pour la simulation

Température (C°)	Pression (bar)	Débit (kg/h)	Taux de compression inter-étages			
			Pref/Pasp 1 ^{er} étage	Pref/Pasp 2eme étage	Pref/Pasp 3éme étage	Pref/Pasp 4 eme étage
52,60	12,79	556810	1,733	1,427	1,608	2,416

Les étapes de construction de PFD sont regroupées dans (annexe 16)

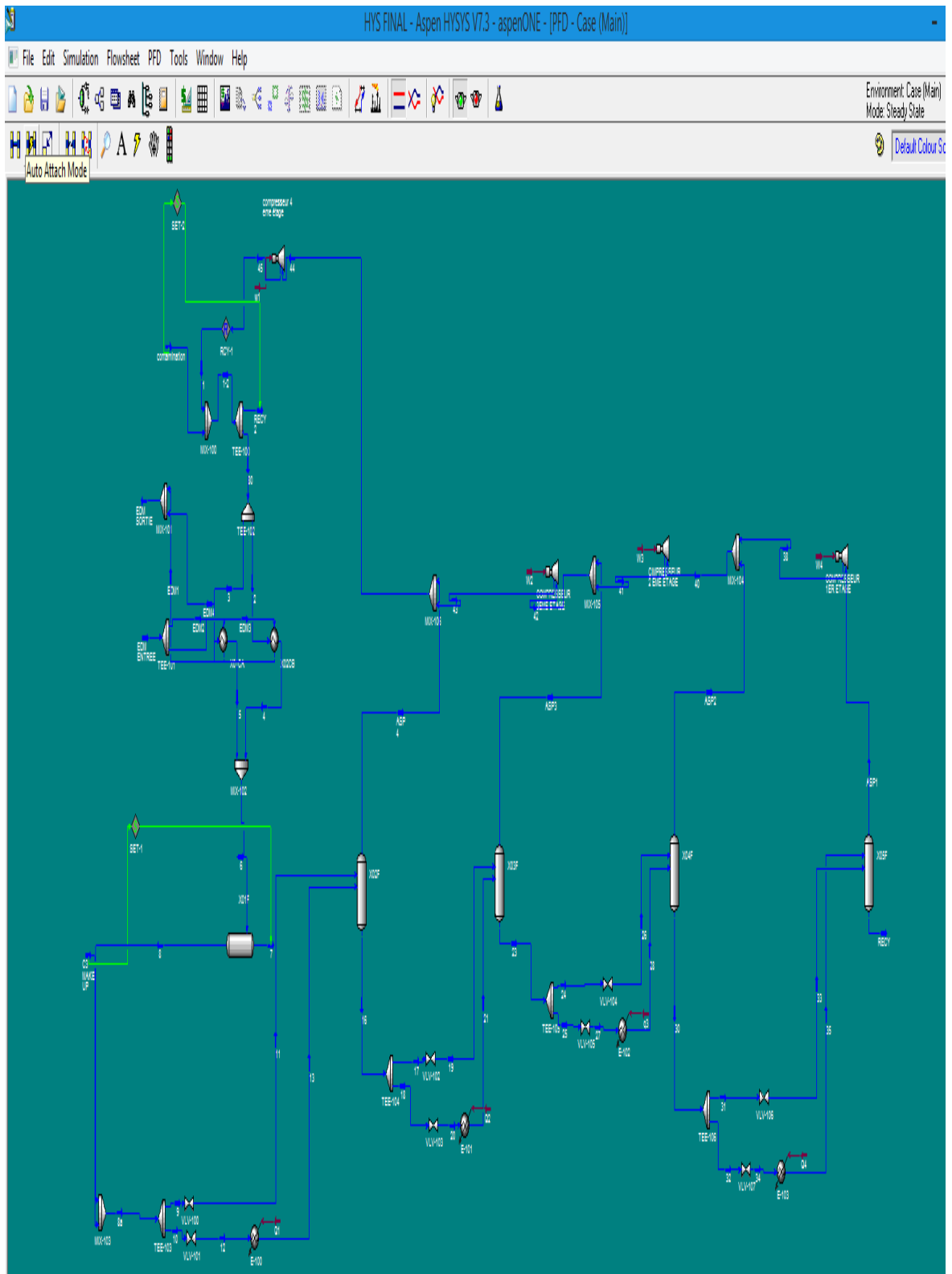


Figure II.7: schéma du procédé PFD

a) **Résultats de la simulation**

Les résultats obtenus par la simulation de la boucle de propane sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau II.9 : résultats de la simulation

Équipements	Paramètres	Résultats de simulation	Design	Taux d'erreur (%)
Ballon accumulateur 401F	Température (C°)	35,42	36	1,61
	Pression (bar)	12,70	12,55	1,19
Aspiration 4 eme étage 401J	Température (C°)	3,2	3,20	0
	Pression (bar)	5,23	5,19	0,77
	Débit total (kg/h)	171300	182000	5,88
Aspiration 3 eme étage 401J	Température (C°)	-11,87	-11,70	1,45
	Pression (bar)	3,25	3,25	0
	Débit total	125400	126000	0,48
Aspiration 2 eme étage 401J	Température (C°)	-22,01	-22,00	0,04
	Pression (bar)	2,157	2,27	0,05
	Débit total (kg/h)	120200	125000	3,84
Aspiration 1 er étage 401J	Température (C°)	-35	-34,3	2,04
	Pression (bar)	1,4	1,31	6,87
	Débit total (kg/h)	1153000	115000	9,02
Refoulement 401J	Température (C°)	58	58	0
	Pression (bar)	14	13,79	1,5
	Débit total (kg/h)	555000	556810	0,32

$$\text{Taux d'erreur} = / (\text{réel-design}) / \text{design}) * 100$$

II.2

On obtient, ainsi, quasiment les mêmes résultats du design avec un taux d'erreur inférieur à 10 % (pour valider la simulation le taux d'erreur ne doit pas passer les 10%) dans ce cas on pourrait confirmer que ce modèle a eu des résultats très satisfaisants.

II.2. Simulation de la contamination par l'éthane

Dans cette partie, on procède à une simulation de la boucle réfrigérante au propane dans le cas de contamination (présence une quantité considérable de l'éthane dans l'appoint de propane).

Par l'utilisation de logiciel Hysys 7.3 on pouvait savoir l'effet de la contamination sur les équipements qui entrent en contact avec le propane réfrigérant.

II.2.1. L'influence de la contamination par l'éthane sur les condenseurs 402 CA/CB

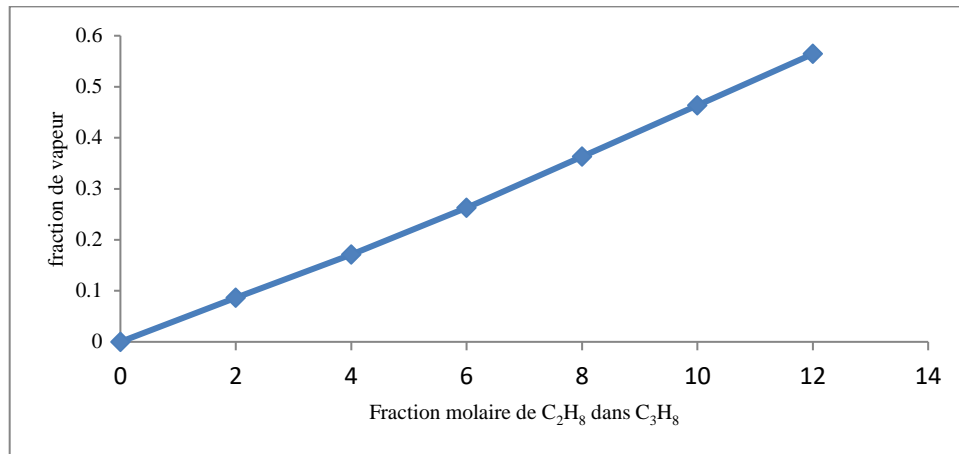


Figure II.8 : la variation des fractions de vapeur en fonction de la contamination sur le condenseur 402CA/CB

Après avoir interprété les résultats obtenus par le logiciel Hysys 7.3, on met en relief les fractions de vapeur sont relativement élevées avec l'augmentation de la teneur de l'éthane dans le propane réfrigérant. Nous pouvons déduire qu'en présence des gaz incondensable (l'éthane), la condensation de propane ne sera pas complète. Cette mauvaise condensation permet le passage des vapeurs de propane et de l'éthane vers l'accumulateur 401F.

II.2.2. L'influence de la contamination par l'éthane sur le ballon accumulateur 401F

En se référant aux paramètres de marche du design ; le débit de refoulement du ballon accumulateur 401F doit être maintenu à $1.706^{\circ}5$ kg mole/h dans le train 400.

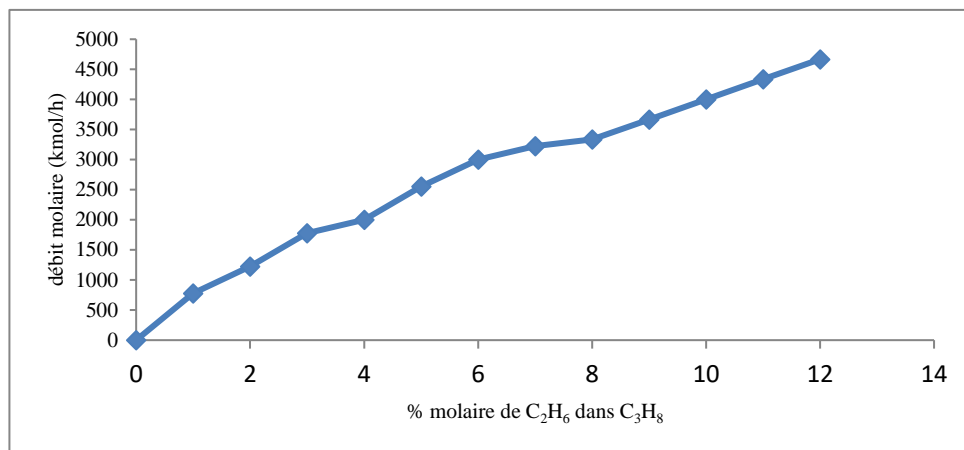


Figure II.9 : la révolution du débit de refoulement lors présence des incondensable sur le ballon accumulateur 401F.

La figure précédente indique une augmentation significative des débits de refoulement en fonction de la teneur de l'éthane dans le propane réfrigérant au niveau de l'accumulateur 401F. Une présence d'incondensables sera détectée aussi par une augmentation de pression dans le 401F et une baisse de niveau dans les 402 CA/CB avec une ouverture de la PV 301. En conséquent, nous éliminons ces incondensables en dégagent une quantité de réfrigérant via la XV 706 est en permanence d'où la perte excessive de propane réfrigérant.

II.2.3. L'influence de la contamination par l'éthane sur le débit de refoulement des quatre ballons d'aspiration

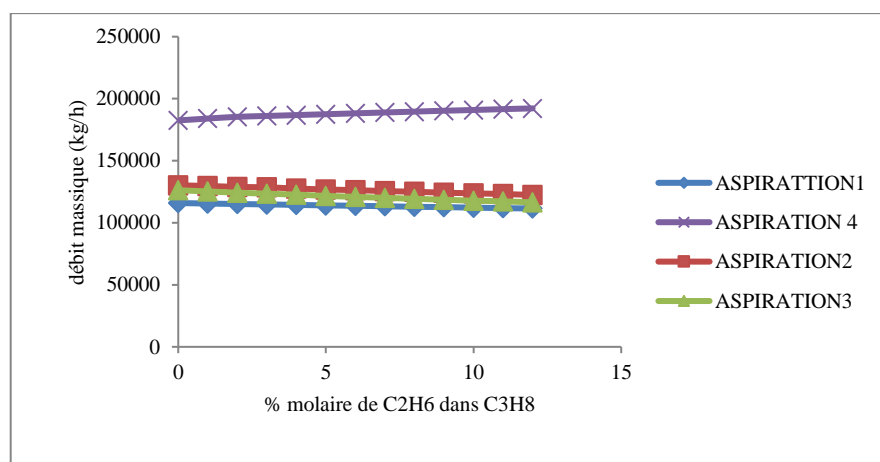


Figure II.10 : le changement de débits de refoulement des quatre ballons d'aspiration lors de la contamination

D'après la figure ci-dessus, on conclut donc qu'une augmentation de teneur en éthane dans le propane réfrigérant à pour l'effet d'augmenter le débit de refoulement au niveau de 401F. Ceci explique par le fait qu'une augmentation du pourcentage d'éthane

implique une augmentation de vaporisation du propane, qui va par la suite être aspiré par le 4^{ième} étage du compresseur.

L'examen de la figure précédente montre qu'il y a une diminution de débit de la phase vapeur refoulée par les ballons 403F ; 404F et 405F. Ceci explique que cette diminution est due à un manque de la quantité de vapeur qui a été refoulée dans le 1^{er} ballon d'aspiration.

II.3.4. L'influence de la contamination par l'éthane sur le débit total de refoulement du compresseur

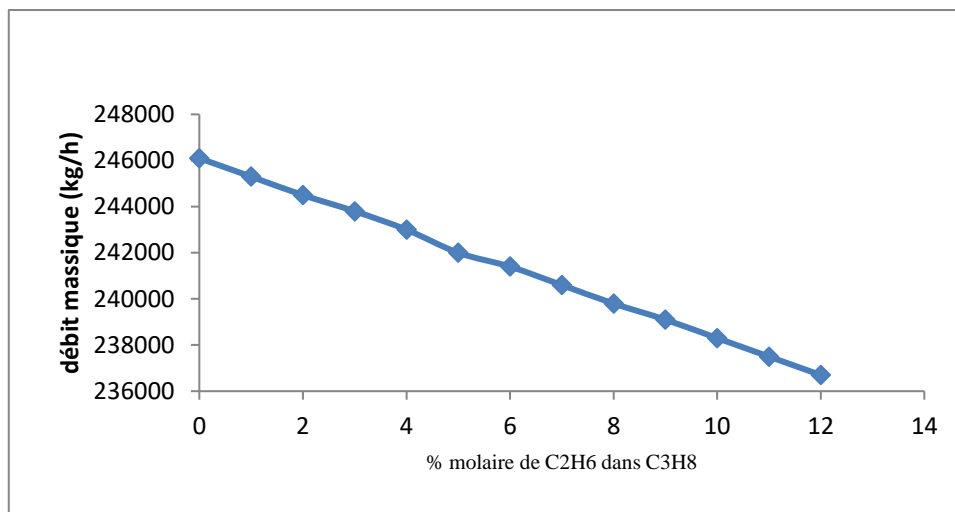


Figure II.11: le changement de débit total de refoulement du compresseur en fonction de contamination. Cette étude sur l'effet de diminution de débit de refoulement du compresseur montre que la consommation en vapeur du compresseur est moins importante et donc le débit massique véhicule par le compresseur diminue.

IV. Étude d'impact

Pour cette partie nous allons étudier les impacts que pourraient avoir lors de la contamination par l'éthane

IV.1. Impact économique

Selon le design ; le débit volumique du GNL a été estimé à $272000 \text{ m}^3/\text{h}$ avec une extraction du propane de 207TM/J.

Donc :

GNL produit → extraction du propane commercialisé

$272000 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow 207\text{TM}/\text{J}$

$\dot{V} = (207 / (24 * 0,558)) = 140668 \text{ m}^3/\text{h}$

La production du gaz naturel pendant le mois février 2019 ainsi que le taux de marche de chaque train est représenté dans le tableau suivant :

Tableau II.10 : production de GNL pendant le mois février 2019

Trains	Productions du GNL pendant février (m ³ /h)	Le taux de marche réel(%)
Trains 100	246330	90,56
Train 200	235244	86,49
Train 400	227783	83,74

- Remarque : le débit du GNL de 272000 m³/h correspond à une marche de 100%.

Les analyses ont été réalisées sur FIC436 (voir annexe 3) durant ce mois février montrent que le train 400 produit des quantités faibles de propane commercialisé vers GP1Z en comparant aux autres trains. Les quantités perdues de propane recensées durant le mois février sont représentées dans le tableau suivant.

Tableau II.11 : la quantité de propane exploitée

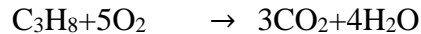
Train	Train 400
Propane vers GP1Z (m ³ /h)	5,39
Propane produit (m ³ /h)	12,28
Propane perdu (m ³ /h)	6,89
Propane perdu (TM/MOIS)	2918,81
Propane perdu (TM/AN)	35025,72

- Afin de valoriser ces pertes nous nous sommes penchés vers l'aspect économique en se calculant le cout du manque à gagner ;
- Une tonne de propane est commercialisée à 4150DA ;
- La quantité de propane perdue se traduit par une perte nette de 145 millions dinars Algérien pour le complexe GL2/Z.

IV.2. Impact environnemental

Les rejets de propane sont brulés par le biais des torches. Ce procédé gaspille énormément de ressource naturelle et émet de grandes quantités de CO₂ le principal gaz à effet de serre (GES).

Les gaz dégagés vers l'atmosphère après la combustion dans les torches sont dus à la réaction suivante.



Cette réaction produit du dioxyde de carbone dont la combustion est complète.

Par simple calcul on trouve que les 35025.72 T/AN du propane perdu par le train 400

Correspondent à 796039,091 Kmol/AN de C_3H_8 perdu et donc on a :

$(3 * 796039,091 * 44 / 1000) = 10507716$ tonnes de CO_2 par an.

Ces fuites de propane vers les torches sont responsables à une émission d'environ 10600000 de tonne de gaz à effet de serre (GES) par le train 400. La Sonatrach a engagé plusieurs efforts pour la réduction des émissions de gaz à effet de serre, considérées comme le premier facteur du réchauffement climatique.

IV.3. Impact technologique

La présence des incondensables peut avoir un sérieux impact technique sur les conditions de fonctionnement du système réfrigérant, énergie, l'efficacité et la durée de vie des équipements. En effet si la quantité de propane continue d'être envoyé vers le réseau fuel gaz, elle pourrait affecter le bon fonctionnement de la chaudière notamment l'augmentation de la pression de la vapeur produite ce qui entraine l'ouverture des évènements vers l'atmosphère d'où l'accroissement considérable d'autoconsommation. [11]

Conclusion

Conclusion générale

L'objectif général de notre étude consiste à étudier l'impact de la présence des incondensables légers dans la boucle réfrigérante au propane.

Dans un premier temps, on s'est focalisé à identifier et localiser les causes probables de ce problème ; et après un ensemble d'analyses réalisé au niveau de laboratoire du complexe GL2/Z, on a constaté que la source du problème provenant de fuites internes de l'éthane de l'échangeur 451C et 460C.

La présence de cette grande quantité d'éthane dans le propane réfrigérant provoque une surconsommation de propane lors de l'opération de purge, qui pourrait avoir un impact négatif sur la rentabilité du complexe.

Dans cette étude, nous avons eu recours à la simulation de la boucle concernée par le logiciel Hysys 7.3, dans le but d'étudier l'influence croissante de la teneur en éthane sur les paramètres de fonctionnement de la boucle de propane.

A la fin ; notre étude a révélé les impacts que l'on peut recenser lors de la contamination par l'éthane :

- Une perte considérable de propane se traduit par des pertes monétaires pour le complexe ;
- Impacts négatifs sur l'environnement tels que la dégradation de la couche d'ozone et l'augmentation des émissions de gaz à effet de serre ;
- L'arrêt des installations.

Recommandations

La hausse excessive de consommation du propane réfrigérant est l'un des principaux problèmes que nous avons rencontré lors de la liquéfaction du gaz naturel. Cette surconsommation a été confirmée par des fuites internes de l'éthane au niveau de l'échangeur multi – passes 451C et 460C ; de ce fait, nous pouvons proposer les recommandations suivantes pour remédier à ce problème persistant :

- Implantation d'une unité de récupération du propane perdu ;
- Réparation des fuites de l'ensemble des échangeurs (451C et 460C) ;
- Recours à la solution du complexe GL1/Z qui dépend à envoyer les vapeurs perdues du ballon accumulateur vers le dépropaniseur.

Bibliographie

Bibliographie

- [1] : Alain Lapointe, Hassan Tagvai. « L'industrie des hydrocarbures, défis et opportunités » édition technip, 27-04-1994.p 81 ;
- [2] : manuel opératoire GL2/Z section liquéfaction 1981 ;
- [3] : Soft liquéfaction de gaz - Service formation GL2Z ;
- [4] : SONATRACH, *Formation d'ingénieur module : circuit de réfrigération*, Volume 28 [5]
: Soft f - Service formation GL2Z ;
- [5] : manuel opératoire, système propane et réfrigérant mixte, vom2, GL2/Z 1981 ;
- [6]:ThijisPoes, Lisellotewerhoeven, Gert Witvoet, Johan Kunnen. « heatexchangers and boilers » .2003. P 06 ;
- [7] : Mounir Bennajah, NaoilChouni.« Échangeurs de chaleur, technologie, calcul et design ». Éditiontechnip. P28;
- [8]: ThijisPoes, Lisellotewerhoeven, Gert Witvoet, Johan Kunnen. « heatexchangers and boilers » .2003. P 42 ;
- [9] : André Bontemps, Alain Garrigue, Charles Goubier, Jacque Huetz, Christophe Marvillet,Pierre Mercier, Roland Vidil. Echangeur de chaleur –probleme de fonctionnement 14/03/2012. <http://www.techniques-ingenieur.fr>
- [10] :GL2Z, service laboratoire ;
- [11] : Soft chaudières - Service formation GL2Z.

Annexes

Annexe 1 : quantité de propane produite vers GP1Z pendant un mois

Date	Train 100	Train 200	Train 400
01-02-2019	121	126	96
02-02-2019	129	118	73
03-02-2019	120	135	17
04-02-2019	119	137	88
05-02-2019	117	131	68
06-02-2019	125	48	99
07-02-2019	119	52	112
08-02-2019	123	89	97
09-02-2019	156	60	98
10-02-2019	138	131	97
11-02-2019	139	129	84
12-02-2019	137	136	81
13-02-2019	123	146	65
14-02-2019	124	141	67
15-02-2019	128	144	58
16-02-2019	136	146	69
17-02-2019	125	139	61
18-02-2019	118	62	28
19-02-2019	115	89	73
20-02-2019	94	134	91
21-02-2019	123	71	95
22-02-2019	123	128	81
23-02-2019	125	139	97
24-02-2019	119	122	97
25-02-2019	112	111	94
26-02-2019	122	138	96
27-02-2019	123	130	111
28-02-2019	113	137	89
Total	3216	3269	2283

Annexe 2 : la répartition du gaz naturel sur les trois (03) trains

Date	Train 100	Train 200	Train 400
01/02/2019	8502	7639	6562
02/02/2019	8443	7811	6498
03/02/2019	7045	8062	7238
04/02/2019	6862	8250	7135
05/02/2019	7616	8905	6772
06/02/2019	8369	9021	7155
07/02/2019	8809	9655	8068
08/02/2019	9243	9850	7607
09/02/2019	9681	8566	7985
10/02/2019	8263	8173	7389
11/02/2019	8517	7740	8665
12/02/2019	8894	8415	9074
13/02/2019	9037	8893	9687
14/02/2019	9132	9286	8898
15/02/2019	9439	9841	8666
16/02/2019	9655	9304	8815
17/02/2019	8874	8659	9588
18/02/2019	8752	8282	7965
19/02/2019	8948	8051	9155
20/02/2019	9059	7433	8624
21/02/2019	9220	7036	8035
22/02/2019	9534	7102	7680
23/02/2019	9558	7427	9691
24/02/2019	9012	7542	8729
25/02/2019	8987	7917	8124
26/02/2019	9324	8497	8253
27/02/2019	8874	8874	7563
28/02/2019	8681	9013	8162
Total	246330	235244	227783

Annexe 3 : résultats chromatographiques du propane perdu

Date	Heure	C1	C2	C3	IC4	NC4	IC5	NC5	Total
01-02-2019	12.00	0	0,023	99,877	0,047	0,053	0	0	100
02-02-2019	12.00	0	0,027	99,085	0,101	0,019	0	0	100
03-02-2019	00.00	0	0,024	99,978	0	0	0	0	100
04-02-2019	12.00	0	0,179	99,760	0,055	0	0	0	100
05-02-2019	00.00	0	0,025	99,812	0,091	0,072	0	0	100
06-02-2019	00.00	0	0,070	99,800	0,050	0	0	0	100
07-02-2019	00.00	0	0,280	99,768	0,070	0	0	0	100
08-02-2019	12.00	0	0,014	99,945	0,041	0	0	0	100
09-02-2019	12.00	0	0,012	99,988	0	0	0	0	100
10-02-2019	12.00	0	0,003	99,983	0,006	0,008	0	0	100
11-02-2019	12.00	0	0,028	99,972	0	0	0	0	100
12-02-2019	12.00	0	0,025	99,851	0,067	0,056	0	0	100
13-02-2019	00.00	0	0,033	99,885	0,085	0	0	0	100
14-02-2019	12.00	0	0,172	99,400	0,153	0,275	0	0	100
15-02-2019	00.00	0	0,049	99,709	0,15	0,092	0	0	100
16-02-2019	12.00	0	0,013	99,945	0,041	0	0	0	100
17-02-2019	00.00	0	0,03	99,926	0,044	0	0	0	100
18-02-2019	12.00	0	0,038	99,911	0,046	0,005	0	0	100
19-02-2019	12.00	0	0,021	99,919	0,06	0	0	0	100
20-02-2019	13.20	0	0,072	99,925	0	0	0	0	100
21-02-2019	12.50	0	0,07	99,930	0	0	0	0	100
22-02-2019	14..20	0	0,127	99,581	0,146	0,135	0	0	100
23-02-2019	15.30	0	0,024	99,863	0,070	0,059	0	0	100
24-02-2019	13.00	0	0,006	99,984	0,123	0,061	0	0	100
25-02-2019	14.53	0	0,083	99,985	0	0,008	0	0	100
26-02-2019	14.20	0	0,016	99,270	0	0	0	0	100
27-02-2019	13.00	0	0,015	99,978	0,335	0	0	0	100
28-02-2019	12.50	0	0,102	99,270	0,960	0,293	0	0	100

Annexe 4 : résultats chromatographiques du propane réfrigérant

Date	Heure	N2	C1	C2	C3 (réf)	IC4	NC4	IC5	NC5
01-02-2019	12.00	0,075	1,346	6,357	92,086	0,136	0	0	0
02-02-2019	12.00	0,137	0,147	2,472	96,991	0,227	0,026	0	0
03-02-2019	00.00	0,007	0,191	3,388	96,259	0,136	0,019	0	0
04-02-2019	12.00	0,005	0,352	2,915	96,214	0,484	0,030	0	0
05-02-2019	00.00	0,070	0,413	4,274	95,110	0,122	0,010	0	0
06-02-2019	00.00	0,016	0,049	0,100	85,569	4,801	9,238	0,126	0,1
07-02-2019	00.00	0,001	0,001	0,175	95,191	1,896	2,724	0,006	0
08-02-2019	12.00	1,183	0,789	1,553	95,303	2,152	0,022	0,007	0
09-02-2019	12.00	0,096	0,356	0,714	95,060	1,654	2,112	0,008	0
10-02-2019	12.00	0,354	0,403	0,127	95,243	1,223	0,147	0	0
11-02-2019	12.00	0,080	0,294	1,114	94,300	1,612	2,402	0,096	0,102
12-02-2019	12.00	0,013	0,189	1,602	94,829	1,230	1,836	0	0
13-02-2019	00.00	0,050	0,464	1,426	94,813	1,312	1,924	0,008	0,003
14-02-2019	12.00	0,023	0,291	1,339	94,010	1,596	2,699	0,036	0,001
15-02-2019	00.00	0,008	0,090	0,544	96,786	1,086	1,564	0,002	0,001
16-02-2019	12.00	0,062	0,056	0,236	96,705	1,184	1,726	0,024	0,006
17-02-2019	00.00	0,068	0,374	5,447	96,226	0,752	1,113	0,020	0
18-02-2019	12.00	0,099	0,985	0,464	98,103	0,215	0,122	0	0
19-02-2019	12.00	0,007	0,273	0,584	96,753	1,014	1,337	0	0,020
20-02-2019	13.20	0,100	0,092	0,909	95,88	1,171	1,860	0	0
21-02-2019	12.50	0,005	0,148	1,458	96,261	0,831	1,279	0,015	0,005
22-02-2019	14..20	0,411	0,060	1,276	96.320	0,886	1,439	0,010	0,002
23-02-2019	15.30	0,006	0,009	0,160	95.231	1,606	2,923	0,065	0
24-02-2019	13.00	0,019	0,020	0,469	96.194	1,171	2,107	0,049	0
25-02-2019	14.53	0,031	0,210	1,138	96.240	0,710	1,233	0,067	0
26-02-2019	14.20	0,027	0,593	1,142	96.207	0,710	1,241	0,072	0
27-02-2019	13.00	0,113	0,912	1,191	98.723	0,741	1,290	0	0
28-02-2019	12.50	0,180	1,774	2,536	95.114	0,283	0,113	0	0

Annexe 5 : variation de la fraction des vapeurs à la sortie des condenseurs

Fraction molaire de l'éthane dans le propane réfrigérant (%)	La fraction de vapeur après la condensation
0	0
1	0,0412
2	0,0866
3	0,1258
4	0,1709
5	0,2345
6	0,2627
7	0,3386
8	0,3632
9	0,3864
10	0,4084
11	0,4294
12	0,4495

Annexe 6 : la variation de refoulement du ballon accumulateur 401F

Fraction molaire de l'éthane dans le propane réfrigérant (%)	Le débit de refoulement du 401F (kmol/h)
0	0
1	777,780
2	1222,230
3	1777,780
4	2000
5	2555,560
6	3000
7	3223,21
8	3333,330
9	3667,670
10	4000
11	43330,330
12	4667,670

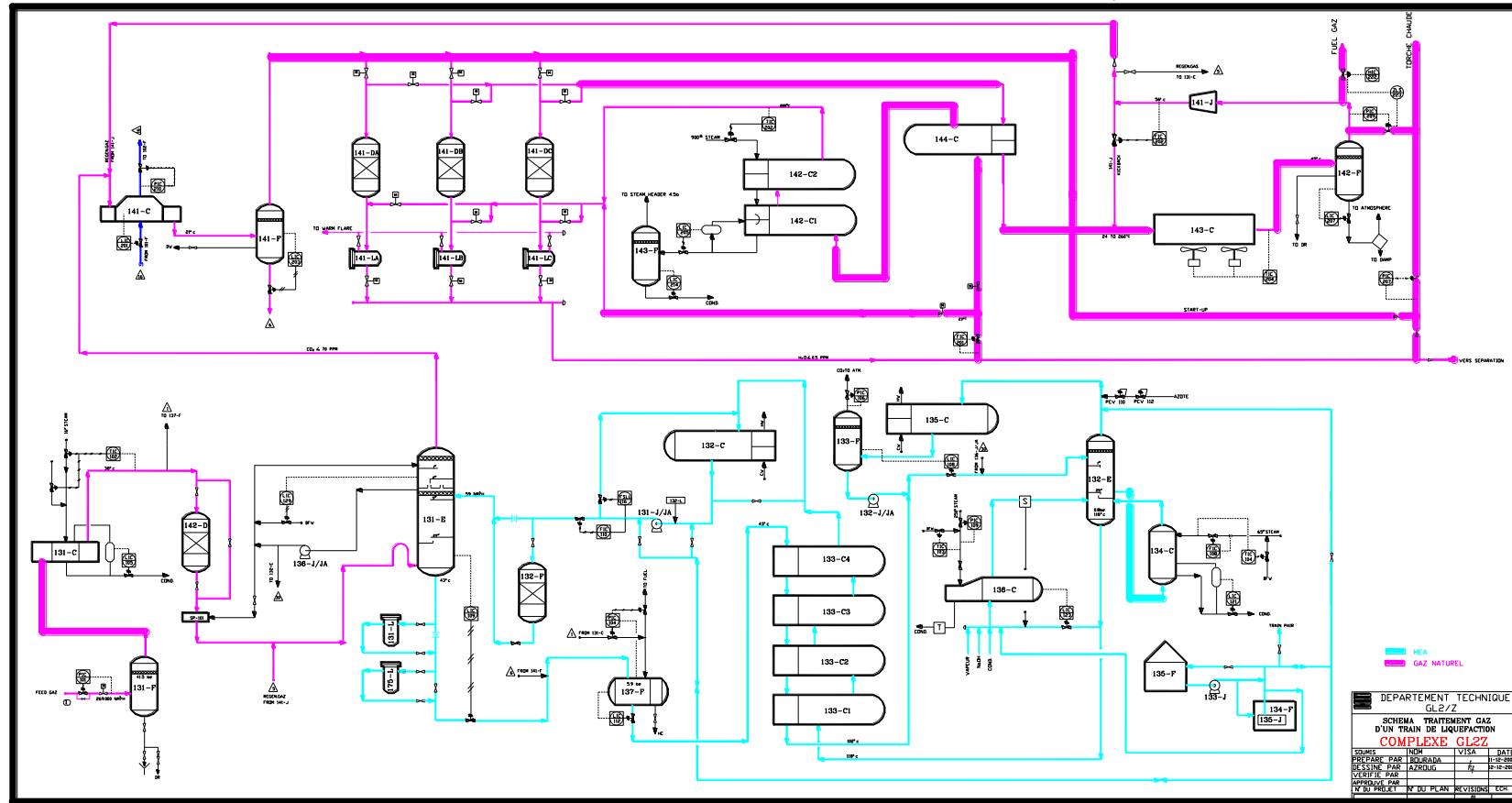
Annexe 7 : la variation de débit de refoulement des quatre ballons d'aspiration lors de la contamination

Fraction molaire de l'éthane dans le propane réfrigérant (%)	Aspiration 1 (kg/h)	Aspiration 2 (kg/h)	Aspiration 3 (kg/h)	Aspiration 4 (kg/h)
0	0	130200	126200	182500
1	115900	129600	125200	18400
2	115500	128900	124300	185400
3	115500	128600	123400	186100
4	114800	127600	122600	186800
5	114400	126900	121700	187500
6	113700	126300	120900	188200
7	113300	125600	120100	188900
8	112900	125000	119400	189600
9	112600	124300	118600	190300
10	112200	123700	117900	190900
11	111800	123100	117200	191600
12	111500	122400	116500	192200

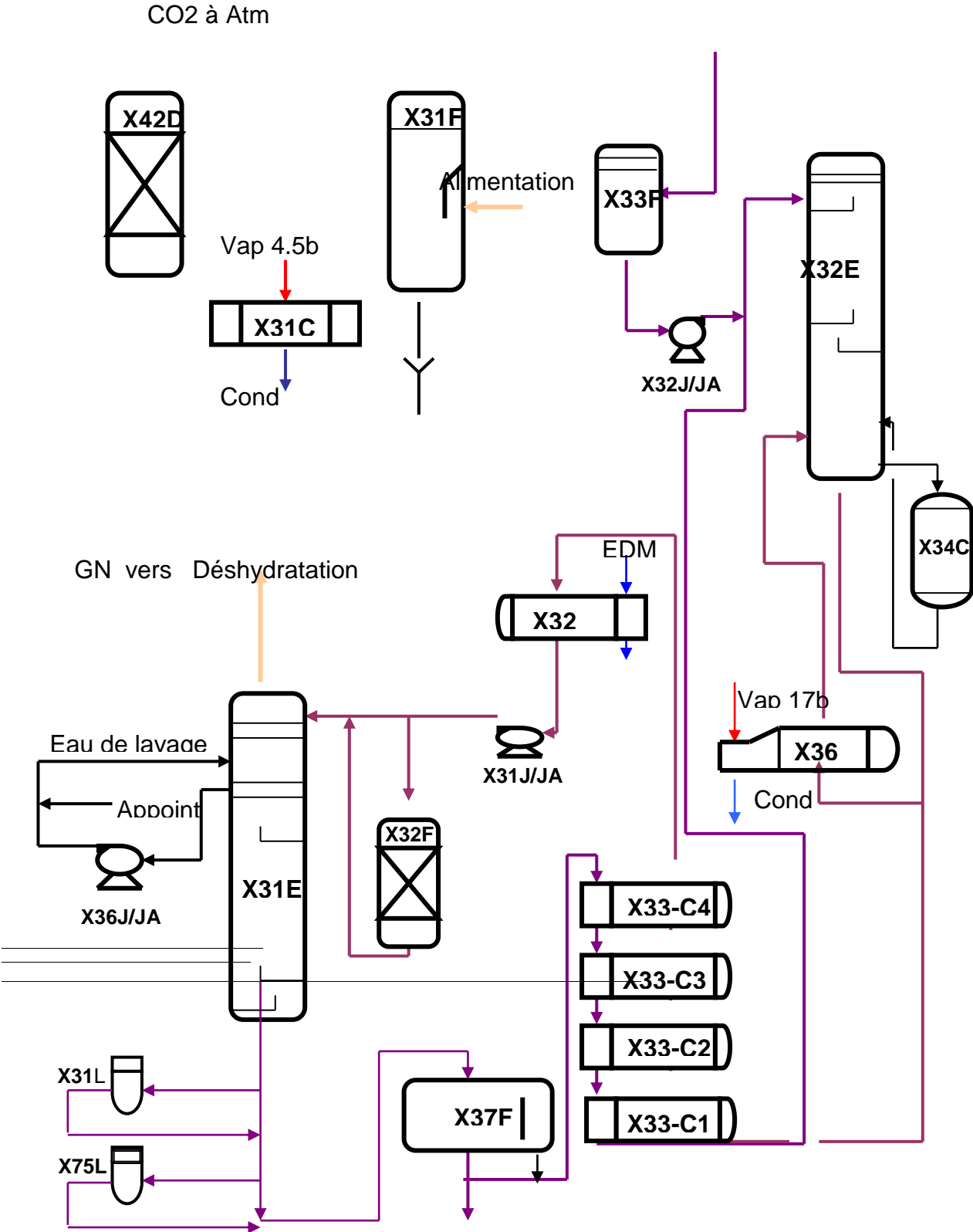
Annexe 8 : la variation débit de refoulement du compresseur

Fraction molaire de l'éthane dans le propane réfrigérant (%)	Le débit de refoulement du compresseur (kg/h)
0	246100
1	245300
2	244500
3	243800
4	243000
5	242000
6	241400
7	240600
8	239800
9	239100
10	238300
11	237500
12	236700

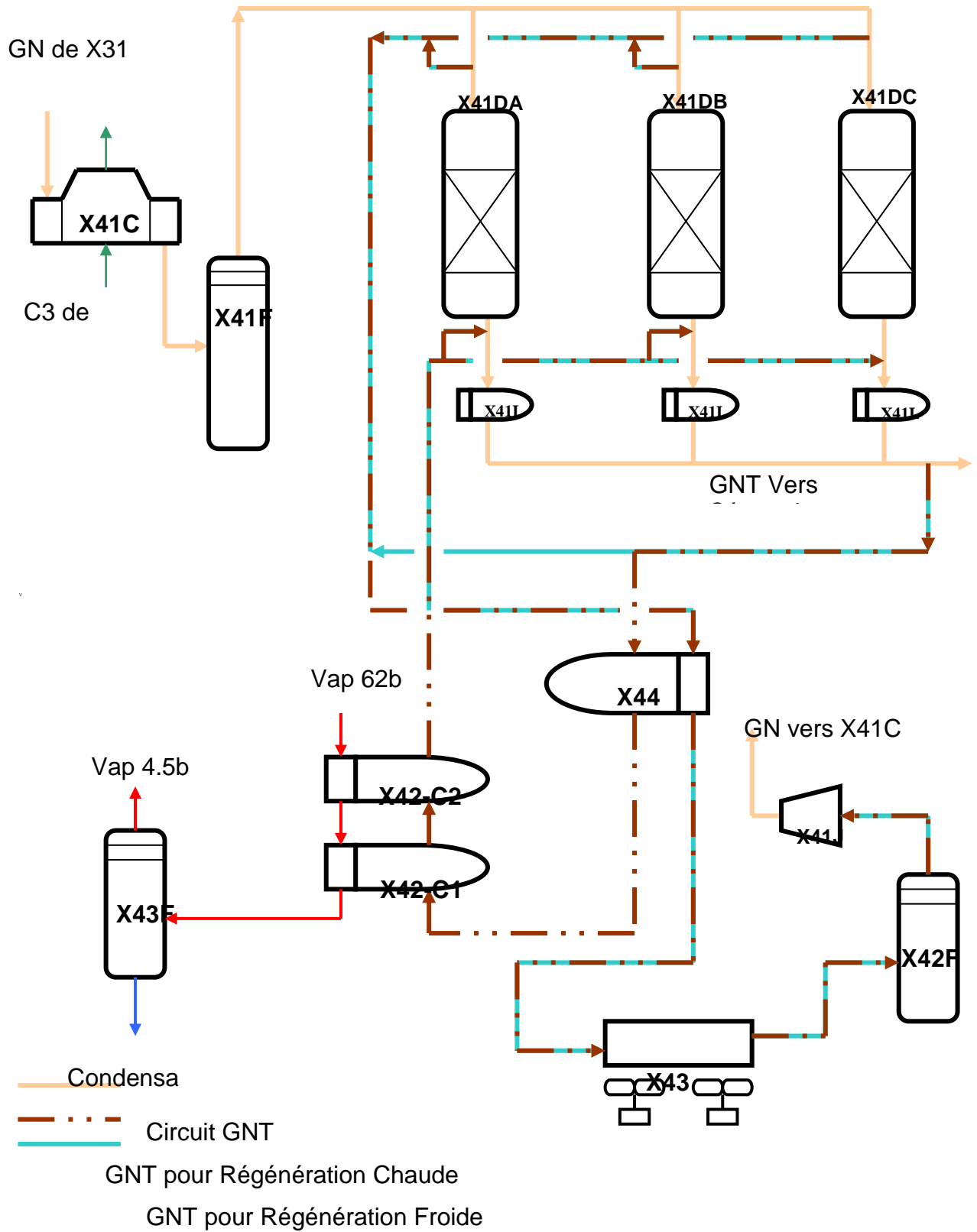
Annexe 9 : schéma de traitement de gaz



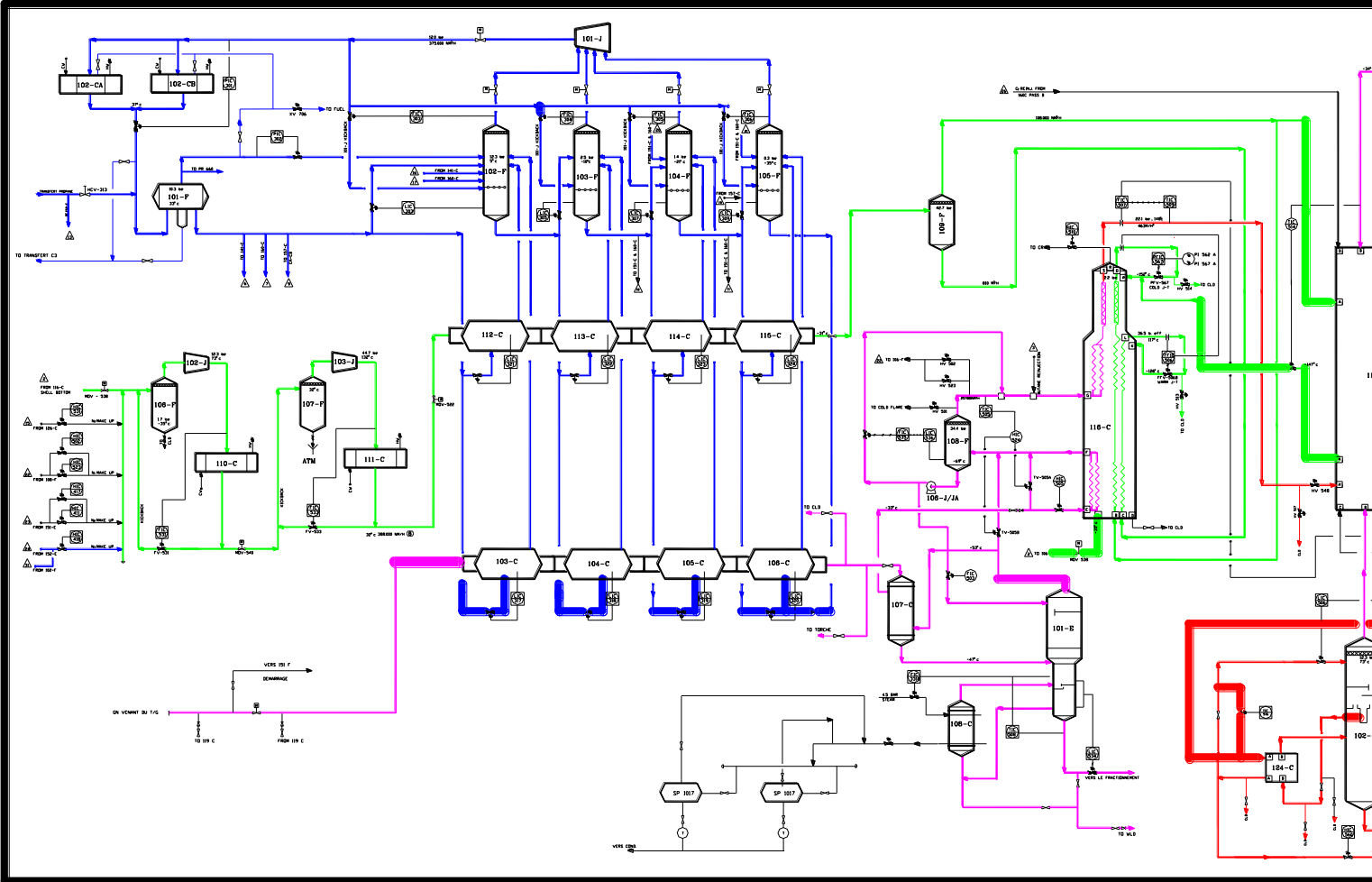
Annexe 10 : section de décarbonatation



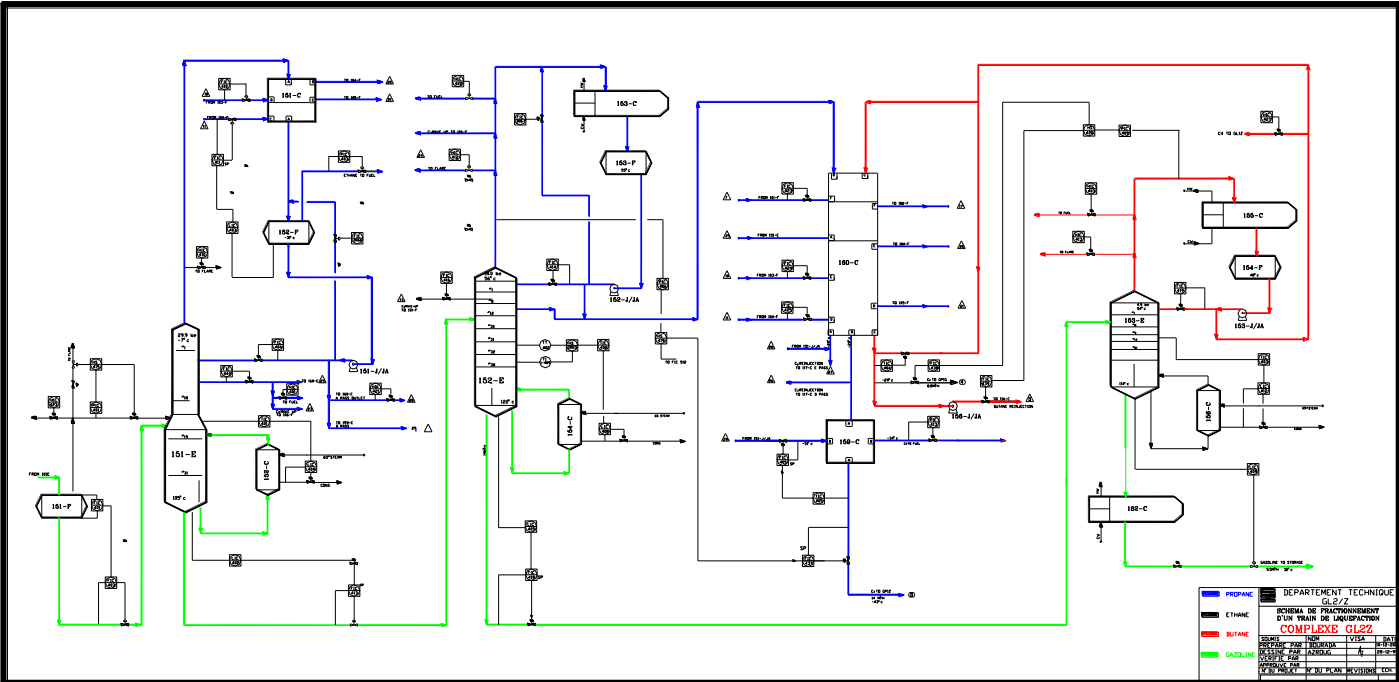
Annexe 11 : Section de déshydratation



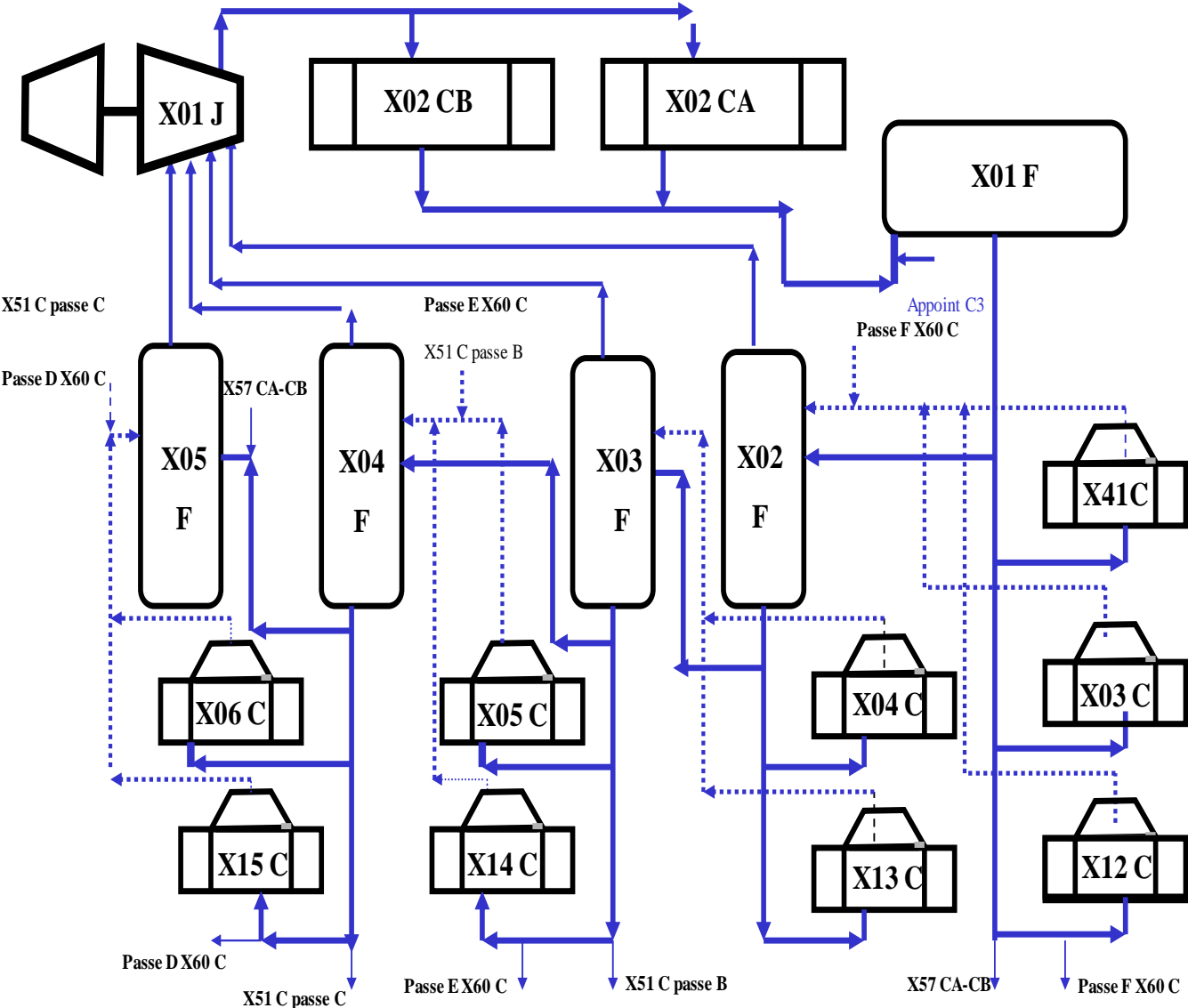
Annexe 12 : circuit de liquéfaction



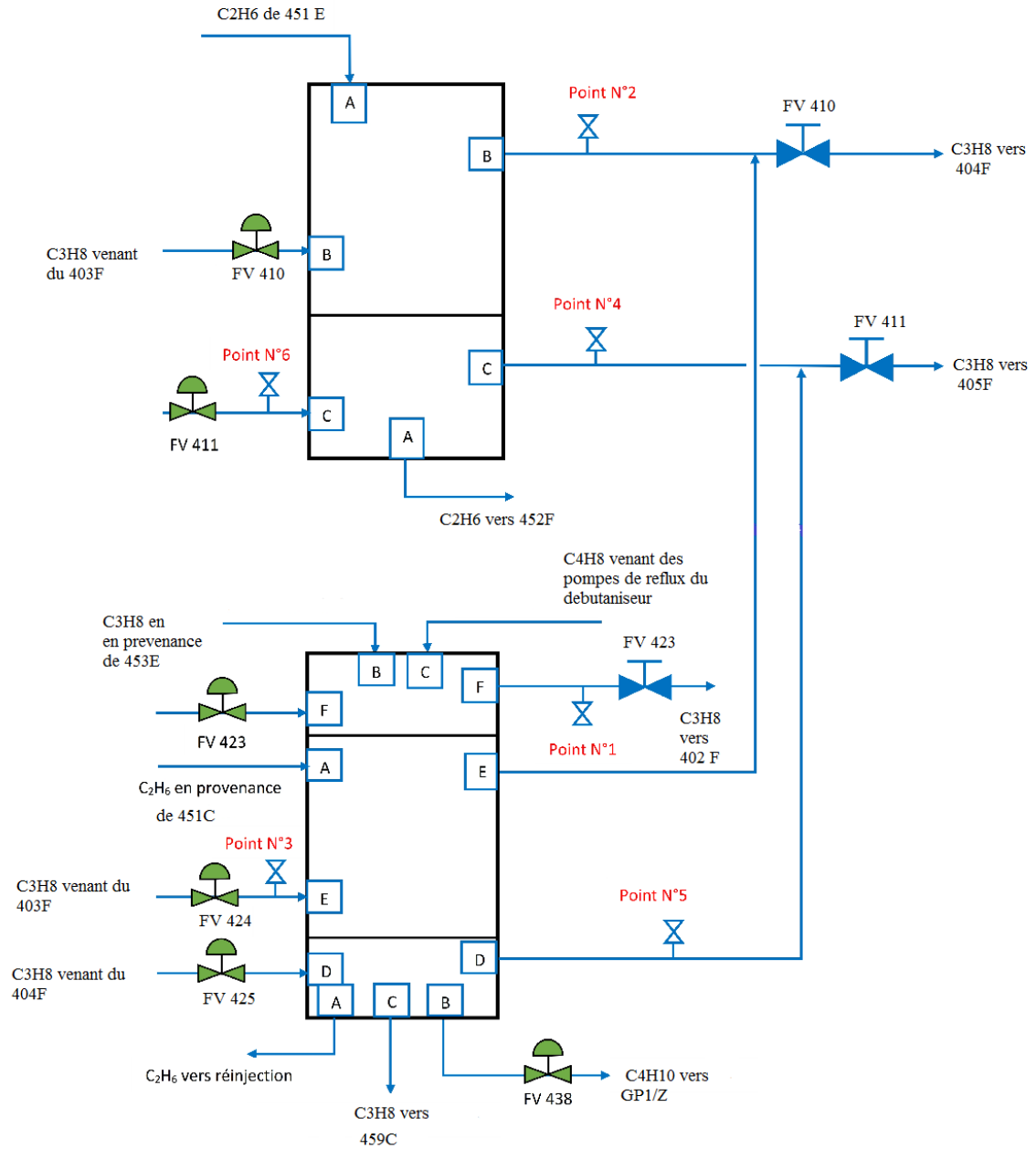
Annexe 13 : circuit de fractionnement



Annexe 14 : la boucle de propane



Annexe 15 : schéma des échangeurs 451C ET 460C



Annexe 16: Les étapes de constrictions PFD de la boucle de propane

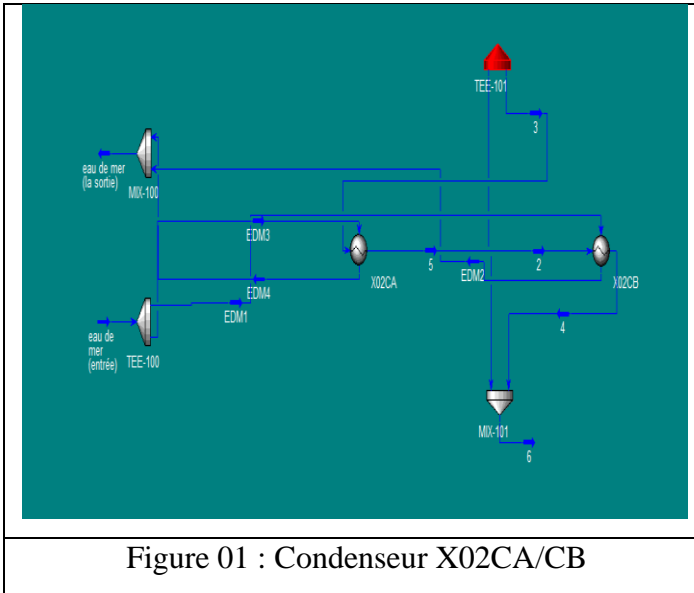


Figure 01 : Condenseur X02CA/CB

Heat Exchanger: X02CA

Worksheet	Name	3	5	EDM3	EDM4
Conditions	Vapour	1.0000	0.2150	0.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	55.00	33.74	17.00	32.30
	Pressure [kPa]	1379	1200	2500	1007
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	1.137e+004	1.137e+004	1.243e+005	1.243e+005
	Mass Flow [kg/h]	5.000e+005	5.000e+005	2.240e+006	2.240e+006
PF Specs	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	388.1	388.1	2244	2244
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-1.026e+005	-1.157e+005	-2.869e+005	-2.857e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	145.0	104.7	51.59	55.51
	Heat Flow [kJ/h]	-1.171e+009	-1.205e+009	-3.566e+010	-3.552e+010

Figure 02 : paramètre du X02CA

Heat Exchanger: X02CB

Worksheet	Name	2	4	EDM1	EDM2
Conditions	Vapour	1.0000	0.3700	0.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	50.00	36.20	17.00	25.00
	Pressure [kPa]	1379	1270	2500	90.00
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	4.024e+005	4.024e+005	4.562e+005	4.562e+005
	Mass Flow [kg/h]	1.770e+007	1.770e+007	2.255e+007	2.255e+007
PF Specs	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	3.501e+004	3.501e+004	2.271e+004	2.271e+004
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-1.026e+005	-1.133e+005	-2.869e+005	-2.856e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	146.2	112.5	51.59	54.74
	Heat Flow [kJ/h]	-4.130e+010	-4.559e+010	-1.314e+012	-1.310e+012

Figure 03 : paramètre du X02CB

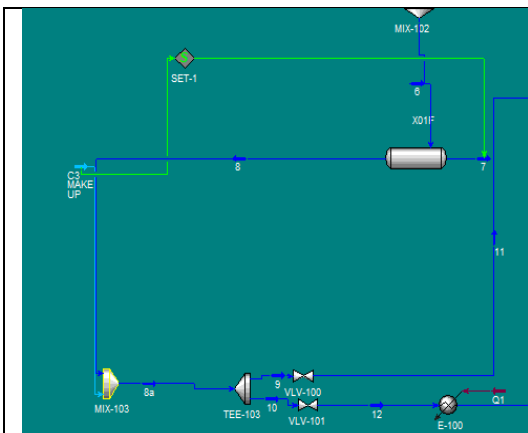


Figure 03 : ballon accumulateur X01F

Separator: X01F

Worksheet	Name	6	8	7
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	35.42	35.42	35.42
	Pressure [kPa]	1270	1270	1270
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	1.259e+004	1.259e+004	0.0000
	Mass Flow [kg/h]	5.547e+005	5.547e+005	0.0000
PF Specs	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1095	1095	0.0000
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-1.187e+005	-1.187e+005	-1.047e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	94.80	94.80	139.9
	Heat Flow [kJ/h]	-1.493e+009	-1.493e+009	-0.0000

Figure 04 : paramètre du X01F

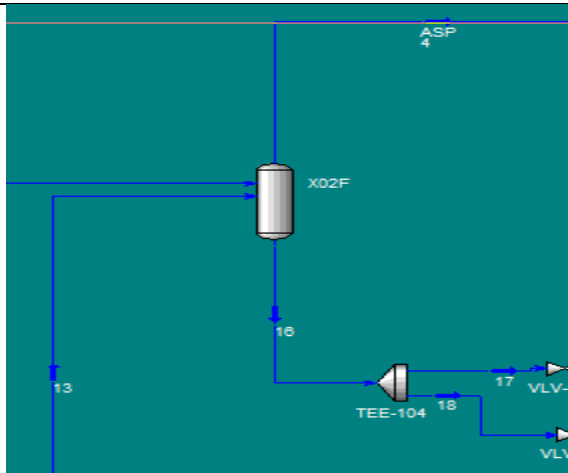


Figure 05 : ballon accumulateur X02F

Separator: X02F

Worksheet	Name	11	13	16
Conditions	Vapour	0,2387	1,0000	0,0000
	Temperature [C]	3,200	3,201	3,201
Properties	Pressure [kPa]	521,5	514,3	521,6
	Molar Flow [kgmole/h]	1,103e+004	1490	8442
Composition	Mass Flow [kg/h]	4,890e+005	6,570e+004	3,723e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	965,2	129,7	734,7
PF Specs	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,187e+005	-1,062e+005	-1,226e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	95,80	141,2	81,60
	Heat Flow [kJ/h]	-1,316e+009	-1,582e+008	-1,035e+009

Figure 06 : paramètre du X02F

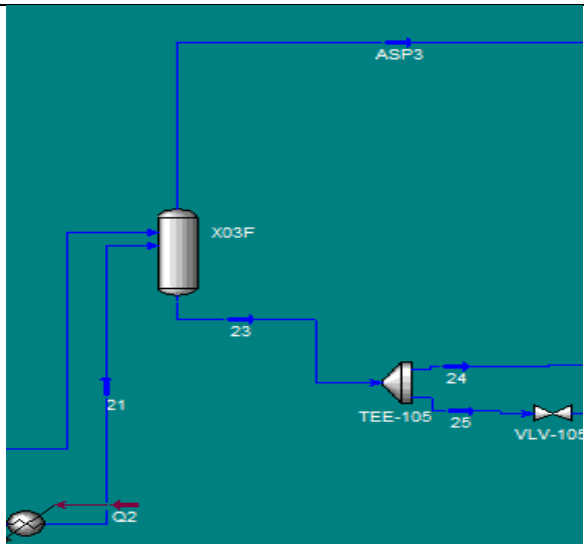


Figure 07: ballon accumulateur X03F

Separator: X03F

Worksheet	Name	19	21	23
Conditions	Vapour	0,0951	1,0000	0,0000
	Temperature [C]	-11,75	-11,75	-11,75
Properties	Pressure [kPa]	325,1	325,0	325,0
	Molar Flow [kgmole/h]	6168	2274	5581
Composition	Mass Flow [kg/h]	2,720e+005	1,003e+005	2,461e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	536,8	197,9	485,7
PF Specs	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,226e+005	-1,070e+005	-1,243e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	81,84	141,7	75,54
	Heat Flow [kJ/h]	-7,563e+008	-2,433e+008	-6,936e+008

Figure 08 : paramètre du X03F

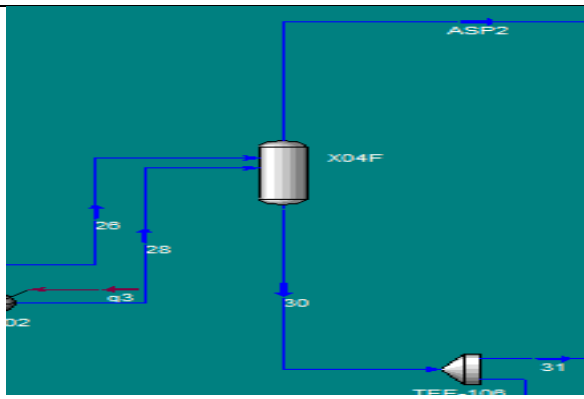


Figure 09: ballon accumulateur X04F

Separator: X04F

Worksheet	Name	26	28	30
Conditions	Vapour	0,0604	1,0000	0,0000
	Temperature [C]	-22,01	-22,01	-22,02
Properties	Pressure [kPa]	227,0	227,0	227,0
	Molar Flow [kgmole/h]	2797	2784	2628
Composition	Mass Flow [kg/h]	1,233e+005	1,228e+005	1,159e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	243,4	242,3	228,7
PF Specs	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,243e+005	-1,075e+005	-1,253e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	75,65	142,3	71,37
	Heat Flow [kJ/h]	-3,476e+008	-2,994e+008	-3,294e+008

Figure 10: paramètre du X04F

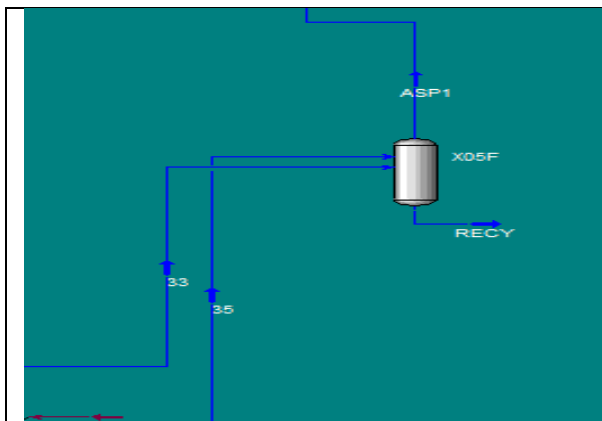


Figure 11: ballon accumulateur X05F

Separator: X05F

Worksheet	Name	35	33	RECY
Conditions	Vapour	1,0000	0,0771	0,0000
Properties	Temperature [C]	-36,15	-36,15	-36,16
	Pressure [kPa]	131,0	131,0	131,0
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	2628	0,0000	0,0000
	Mass Flow [kg/h]	1,159e+005	0,0000	0,0000
PF Specs	LiqVol Flow [m3/h]	228,7	0,0000	0,0000
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,063e+005	-1,253e+005	-1,268e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	143,4	71,57	65,56
	Heat Flow [kJ/h]	-2,846e+008	-0,0000	-0,0000

Figure 12: paramètre du X05F

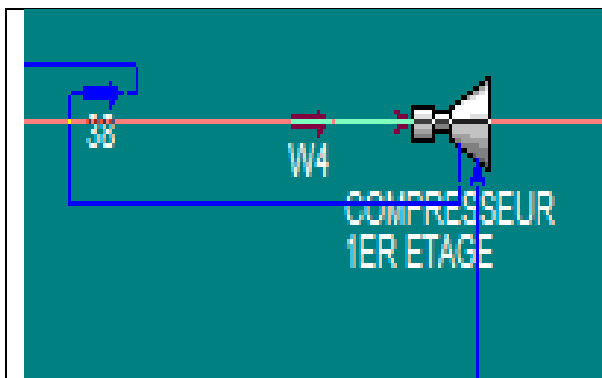


Figure 13: compresseur 1^{er} étage

Compressor: COMPRESSEUR 1ER ETAGE

Worksheet	Name	ASP1	38	W4
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	-36,15	14,80	<empty>
	Pressure [kPa]	131,0	215,8	<empty>
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	2628	2628	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	1,159e+005	1,159e+005	<empty>
PF Specs	LiqVol Flow [m3/h]	228,7	228,7	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,063e+005	-1,070e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	143,4	144,7	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-2,846e+008	-2,812e+008	3,396e+006

Figure 13: paramètre du compresseur 1^{er} étage

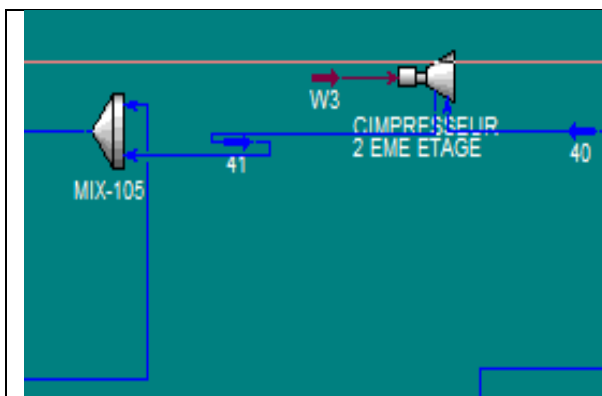


Figure 15: compresseur 2eme étage

Compressor: COMPRESSEUR 2 EME ETAGE

Worksheet	Name	40	41	W3
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	-18,74	-3,600	<empty>
	Pressure [kPa]	215,8	304,4	<empty>
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	5581	5581	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	2,461e+005	2,461e+005	<empty>
PF Specs	LiqVol Flow [m3/h]	465,7	465,7	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,073e+005	-1,064e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	143,5	144,5	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-5,988e+008	-5,936e+008	5,188e+006

Figure 16: paramètre du compresseur 2eme étage

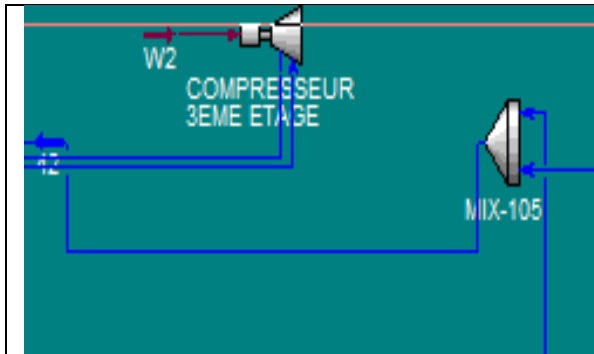


Figure 17: compresseur 3eme étage

Compressor: COMPRESSEUR 3EME ETAGE

Worksheet	43	43	W2
Name	1.0000	1.0000	<empty>
Vapour			<empty>
Conditions			
Temperature [C]	-6.497	1.714	<empty>
Properties			
Pressure [kPa]	304.4	365.5	<empty>
Composition			
Molar Flow [kgmole/h]	8442	8442	<empty>
Mass Flow [kg/h]	3.723e+005	3.723e+005	<empty>
Liq/Vol Flow [m3/h]	734.7	734.7	<empty>
PF Specs			
Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-1.066e+005	-1.061e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	143.7	144.2	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-8.997e+008	-8.954e+008	4.266e+006

Figure 18: paramètre du compresseur 3eme étage

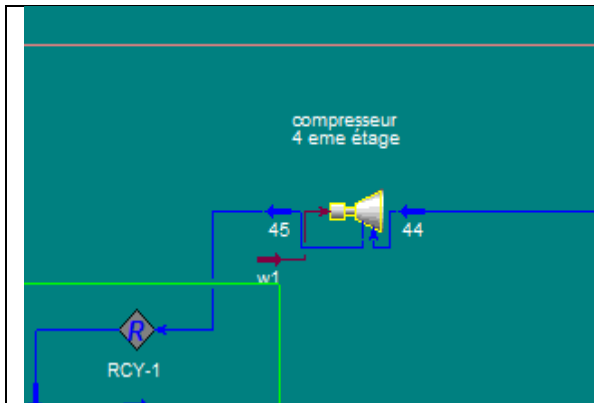


Figure 19: compresseur 4eme étage

Compressor: compresseur 4 eme étage

Worksheet	44	45	w1
Name	1.0000	1.0000	<empty>
Vapour			<empty>
Conditions			
Temperature [C]	8.712	58.84	<empty>
Properties			
Pressure [kPa]	458.6	1300	<empty>
Composition			
Molar Flow [kgmole/h]	1.258e+004	1.258e+004	<empty>
Mass Flow [kg/h]	5.547e+005	5.547e+005	<empty>
Liq/Vol Flow [m3/h]	1095	1095	<empty>
PF Specs			
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.057e+005	-1.027e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	143.3	146.2	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-1.329e+009	-1.292e+009	3.780e+007

Figure 20: paramètre du compresseur 4eme étage