



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



N° d'ordre : M2...../GC/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie Chimique

Thème

Intitulé du sujet

**L'étude de dédoublement de la ligne de
chargement de propane au niveau de la zone
chargement de navires de complexe GP1/Z**

Présenté par

1- RAHAL Ouahiba

2- NOUADER Bouchra

Soutenu le 15/07/2019 devant le jury composé de :

Présidente :	F.BENDAHEMA	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	S.TERKHI	MCA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	F.MANSOURI	MAA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

REMERCIEMENTS

Nous adressons le grand remerciement à notre encadreur **M^{me} MANSOURI Fatima** pour sa contribution, sa disponibilité et ses précieux conseils du début à la fin de ce travail.

Nous tenons également à remercier les membres de jury **M^{me} BENDAHMA et M^{me} TERKHI** pour l'honneur qu'ils m'ont fait en acceptant de siéger à notre soutenance, tout particulièrement ; nous vous remercions pour l'intérêt que vous avez porté à ce travail et pour vos précieux conseils et remarques.

Nous tenons à remercier également notre encadreur de GP1 /Z **M^f KERMAOUI Fayçal** qui a mis toute sa compétence à notre disposition, pour ces directives et Conseils judicieux et pour son suivi régulier à l'élaboration de ce modeste travail durant la période du stage PFE.

Nous adressons nos remerciements à **M^f BENBACHIR Mehdi** pour ses aides et ses précieux conseils durant la période du stage PFE.

En remerciant aussi l'ensemble des enseignants de l'université de Mostaganem, sans oublier tous le staff du complexe GP1 /Z d'Arzew pour leur coopération.

Dédicace

Je remercie le bon dieu de m'avoir donné le courage d'accomplir ce travail.

Tout d'abord je dédie ce modeste travail à

Mes très chers parents,

A mes grands-parents,

A mes tantes,

A mes oncles,

A mon frère Mohamed,

A mes cousins & cousines,

A mes amis (es),

BOUCHRA

Dédicace

Je remercie le bon dieu de m'avoir donné le courage d'accomplir ce travail.

Tout d'abord je dédie ce modeste travail à

Mes très chers parents,

A mes grands parents,

A mes tantes,

A mes oncles,

A mes frères et mes sœurs,

A mes cousins & cousines,

A mes amis (es),

WAHIBA

Sommaire

Chapitre I : Présentation du complexe

Introduction général.....	1
I-1.Introduction.....	2
2.Historique	2
I-3.Situation.....	3
I-4.Organisation du complexe.....	3
I.5.Département de production	4
I.6.Les installations du complexe GP1/Z	4
I.6.a.Les installations de stockage d'alimentation.....	4
I.6.b.Les installations de production GPL.....	5
1) Section déshydratation.....	5
2) Section séparation	5
3) Section réfrigération	9
4) section huile chaude	9
I.6.c.Les installations de stockage des produits finis	9
I.6.d.Les installations de chargements.....	10
I.6.d.1.Section de chargement navires.....	10
I.6.d.2.Section de chargement camions	10
I.6.e. Les installations des utilités	10
I.7.Description de la zone basse température.....	11
I.7.a.Description des bacs de stockage.....	11
I.7.b.Description du procédé.....	11
I.7.c.Equipements et accessoires	12
I.8.Description de la section chargement navire.....	13
I.8.1.Description du procédé	14
I.8.2.Equipement et accessoire	18
I.8.3.Déroulement d'un chargement.....	19

Chapitre II : Généralités sur le GPL

II.1.Généralités sur le GPL.....	21
II.2.L'origine du GPL	21
II.3.Propriétés et caractéristiques du GPL	22
II.4.L'utilisation des GPL.....	23
II.5.Les risques liés au GPL	24

Chapitre III: Description du simulateur HYSYS 3.2

III.1.Introduction	26
III.2. PROCEDURE DE LA SIMULATION	26
III.3. Types de simulation et autres concepts	27
III.3.1. Simulation statique	27
III.3.2. Simulation dynamique	27
III.4. Définition de HYSYS 3.2	27
III.4.1.Choix système d'unités	28
III.4.2. Créer un nouveau cas	28
III.4.3. Créer un Fluide Package	28
III.4.4.Sélectionner les composants du mélange.....	29
III.4.5. Espace simulation	29
III.4.6.Les étapes de Simulation de pipes segment	30

Chapitre IV: Problématique

IV. Problématique	31
IV. 1. Suivi des températures dans les bacs et la jetée.....	32
IV. 2. Analyses et commentaires sur les résultats obtenus.....	33
IV.3. les principales causes de cette augmentation de température.....	37
IV.4. Propositions.....	37
IV.4.1. Faible quantité	37
IV.4.1.a. Disposer les LV de dégazage	37
IV.4.1.b. chargement par une seule ligne	38
IV.4.1.c.Température élevée dans bac.....	38
IV.4.1.d.Permutation d'une phase à une autre.....	40
IV.5.Optimiser la solution convenable et étudier cette dernière.....	41
IV.6. Description du projet « dédoublement de la ligne de chargement »	41

Chapitre V : Partie simulation

V.1.Etude de cas existant	42
V.1.1.Les données	42
V.1.2.Longueurs et élévations lignes C3	44
V.1.3.Validité le modèle de simulation	45
V.1.3.a.Description de circulation de produit finis.....	45
V.1.3.b.Interprétation des résultats	49
V.2.Simulation des quatre cas proposés pour une configuration optimal de la nouvelle ligne	49
V.2.1.Les critères sur quels nous avons choisi les débits et les diamètres proposés.....	49
V.2.1.a.Vérification de la vitesse d'écoulement.....	49
V.2.1.b.Calcul de vitesse d'écoulement.....	50
V.2.2. les différents cas de Simulations proposées	51
V.3.Installation de la nouvelle ligne	56
V.3.1.Chargement simultané des deux jetées M6 et D1	56
V.3.2.Dimensionnement de la nouvelle ligne	59
V.4.Simulation de cas cool down	60

Chapitre VI : Partie calculs

VI.1. Théories de calculs.....	64
VI.1.1. Vitesse d'écoulement du gaz.....	64
VI.1.2. Calculs.....	67
VI.1.3. Comparaison des résultats avec le hysys.....	73
VI.2.Etude technico-économique	74
VI.2.1.Le cout d'achats des installation de la nouvelle ligne.....	74
Conclusion général et recommandation	76

Liste des tables

Chapitre I : Présentation du complexe	
Tableau I-1- : Normes NGPA.....	7
Tableau I-2- : paramètres de bacs de stockage.....	12
Chapitre IV: Problématique	
Tableau IV-1- : Suivie de température du mois de Mars.....	33
Tableau IV-2- : Suivie de température du mois d'Avril.....	33
Tableau IV-3- : Suivie de température du mois de Février.....	34
Tableau IV-4- : Suivie de température du mois d'Aout.....	35
Tableau IV-5- : Suivie de température du mois de Septembre.....	35
Tableau IV-6- : Suivie de température du mois de février jusqu'à le mois de juillet.....	36
Tableau IV-7- : Suivie de température du mois de mai jusqu'à le mois d'aout	36
Chapitre V : Partie simulation	
Tableau V -1- : lignes de chargement.....	42
Tableau V -2- : Bras de chargement.....	43
Tableau V -3- : Pompes de chargement.....	43
Tableau V -4- : Température des produits finis.....	43
Tableau V -5- : Composition de PROPANE commercial.....	43
Tableau V-6- : Composition de BUTANE commercial.....	44
Tableau V-7- : Longueurs et diamètres des lignes.....	44
Tableau V-8- : Résultats de choix de débit et diamètre.....	51
Tableau V-9- : Les débits de la 1ère simulation.....	52
Tableau V-10- : Les débits de la 2eme simulation.....	53
Tableau V-11- : Les débits de la 3eme simulation.....	54
Tableau V-12- : Les débits de la 4ème simulation.....	55
Tableau V-13- : les données de la nouvelle ligne.....	56
Tableau V-14- : Les débits de chargement.....	57
Tableau V-15- : Les pressions et les débits des terminaux jetées.....	59
Tableau V-16- : les vitesses d'écoulement.....	59
Tableau V-17- : bilan de matière cool down	61
Chapitre VI : Partie calculs	
Tableau : VI-1- : Composition du réfrigérant (liquide pompé).....	67
Tableau VI-2 - : les pertes de charges des pipes installer	74
Tableau VI-3 - : les couts des équipements de la nouvelle ligne	75
Tableau VI-4 - : les couts des pipes et main-d'œuvre.....	75

Liste des figures

Chapitre I : Présentation du complexe	
FigureI-1- : Organigramme du complexe.....	3
FigureI-2- : les sphères de stockage d'alimentation.....	8
FigureI-3- Procédé de traitement du GPL.....	16
FigureI-4- : cas de chargement vers jetée D1.....	16
FigureI-5- : cas de chargement vers jetée M6.....	17
FigureI-6- : chargement simultané vers les deux jetées.....	17
FigureI-7- : cas cool down des lignes de chargement.....	19
FigureI-8- : les différents styles d'un bras de chargement.....	20
Figure I -9- : bras de chargement.....	
Chapitre II: Généralités sur le GPL	
Figure II -1- : Récupération des GPL à partir du pétrole Brut.....	21
Fig II-2- : Récupération du GPL à partir des champs de G.N.....	22
Chapitre III : Description du simulateur HYSYS 3.2	
Figure III-1- : Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.....	26
Figure III-2- : Section préférences HYSYS.....	27
Figure III-3- : Création d'un nouveau cas.....	27
Figure III-4- : Création de Fluide Package1.....	28
Figure III-5- : Création de Fluide Package 2.....	28
Figure III-6- : Espace simulation 1.....	29
Figure III-7- : Espace simulation 2.....	30
Figure III-8- : Espace simulation 3.....	30
Chapitre IV : Problématique	
Figure IV-1- : Schéma de chargement de propane.....	32
Figure IV-2- : variation de température en fonction du temps.....	34
Figure IV-3- : graphique de variation de température en fonction du temps.....	35
Figure IV-4- : rôle des LV de dégazage.....	38
Figure IV-6- : Système de refroidissement interne des bacs.....	38
Figure IV-5-: Chargement du C3 par une seule ligne.....	39
Figure IV-7- : Augmentation de la température lors d'une permutation.....	41
Chapitre V : Partie simulation	
FigureV-1- : Simulation de cas existant.....	46
Figure V-2- : Schéma de circuit de PROPANE.....	47
Figure V-3- : Bilan de matière d'un cas de chargement vers jetée D1.....	48
Figure V-4- : Résultat de simulation.....	48
Figure V-5- : Simulation de la nouvelle ligne.....	58
Figure V -6- : Simulation de cas cool down.....	60
Figure V-7- : Circuit de PROPANE dans le cas cool down.....	61
Figure V-8- : Simulation de cool down cas désigne.....	62
Figure V-9- : Schéma de circulation de PROPANE de la nouvelle ligne.....	63
Chapitre VI : Partie calculs	
FigureVI-1- : coude d'un angle de 90°.....	66
FigureVI-2- : Vanne de garde De type Globe Valve.....	66
Figure VI-3- : Coupe transversale de la pipe.....	67

Abréviation

GPL : Gaz pétrolier liquéfier

RTO : Région de transport ouest

LQS : liquéfaction et séparation

HV : vanne motorisée

LV : Level valve

PPM: partie par million

HP : Haute pression

MP : Moyenne pression

BP : Base pression

GN: Gaze natural

BOG: Boil of gaze

JCR : Salle de contrôle jetée

LCR : Salle de contrôle locale

EL : élévations

RV : Retour vapeur

C₃ : Propane

C₄ : Butane

Bupro : mélange butane et propane



Introduction générale

Introduction générale

L'énergie occupe une place primordiale dans le développement économique dans le monde, qui dépend essentiellement de la valorisation des hydrocarbures (pétrole et gaz).

L'Algérie, comme les autres pays au cours de développement cherche à maîtriser ces industries, car elle possède des richesses naturelles, parmi lesquelles nous citons les réserves en hydrocarbures.

Pour la séparation de ces produits et leurs dérivés, notre pays a investi des sommes colossales dont la nécessité est d'acquérir et d'installer ces grands complexes de traitement qui sont répartis en plusieurs unités ; le complexe GP1/Z fait partie des complexes de liquéfaction appartenant à l'activité (LQS) de l'entreprise national SONATRACH ; il est conçue pour traiter le mélange brut de GPL afin de produire du propane et du butane comme produits finis pour les commercialiser par navires ou par camions citernes.

Dernièrement, au niveau de la jetée (chargement par navires) on a remarqué qu'il y'a une élévation de la température de chargement propane et Butane.

Dans ce contexte, notre projet de fin d'étude consiste à analyser les cause probable de ce problème et envisagée une solution satisfaisante il s'agit d'installe une nouvelle ligne de maintenance qui va remplacer l'une des lignes d'expédition.

Notre travail est devisé en six chapitres :

- Le premier chapitre commence par une présentation du complexe GP1/Z suivie par une description de la zone stockage à basse température et la zone de chargement de navire.
- Le deuxième chapitre représente des généralités sur le GPL et ses utilisations.
- Le troisième chapitre explique notre problématique et les cause qui due à cette dernière.
- Le chapitre quatre décrit le logiciel ASPEN HYSYS que nous allons l'utilisé pour la simulation.
- Les deux chapitre suivant sont consacrés à l'étude pratique dont nous basons sur la simulation des différents cas dans le chapitre cinq, et dans le chapitre six nous allons faire un calcul des pertes de charge, ainsi que une étude technico-économique et enfin nous terminons notre travaille par une conclusion dans laquelle les résultats trouvés sont récapitulés suivie de quelque recommandations.



Chapitre I

Présentation

de Complexe

GP1 /Z

I.1.Introduction :

Le sud Algérien possède des richesses naturelles, parmi lesquelles nous citons les réserves en hydrocarbures d'où la présence d'une large gamme de produits relatifs aux gisements de pétrole et gaz.

Pour la séparation de ces produits et de leurs dérivés, notre pays a installé ces grands complexes de traitement qui sont répartis en plusieurs unités parmi les quelle le complexe GP1/Z qui a pour but de traiter le mélange brut GPL, car ce dernier représente une source importante d'énergie considérant son bas taux de pollution comparé à celui des autres combustibles classiques et ça consommation augmente de manière significative dans nos jours

Le GPL provenant des différents champs situés au Sud Algérien (HASSI Rmel et Hassi Masoud) est traité au niveau de complexe GP1/Z pour avoir les produit finis, Propane et Butane, destinés au marché national et international. [1]

I.2.Historique :

Le complexe GP1/Z fait partie des six complexes de liquéfaction appartenant à l'activité (LQS) de l'entreprise national SONATRACH. Il a été construit avec le concours d'un consortium Japonais IHI –ITOCHU le 11 décembre 1978 dans le cadre d'un contrat clé en main, en trois phases de construction, la première a été réceptionnée le 02 septembre 1984, la deuxième phase le 20 novembre 1998 et la troisième phase le 24 février 2010.

En 1983 le complexe disposait de quatre trains de traitement GPL qui lui permettait de produire 4.8 millions de tonnes par an et suite à une acquisition de deux trains supplémentaires (extension du complexe en 1998) cette production a augmenté pour atteindre 7,2 millions de tonnes par an. Après le démarrage de la troisième phase, la production est estimée à 10,8 millions de tonnes par an. [1]

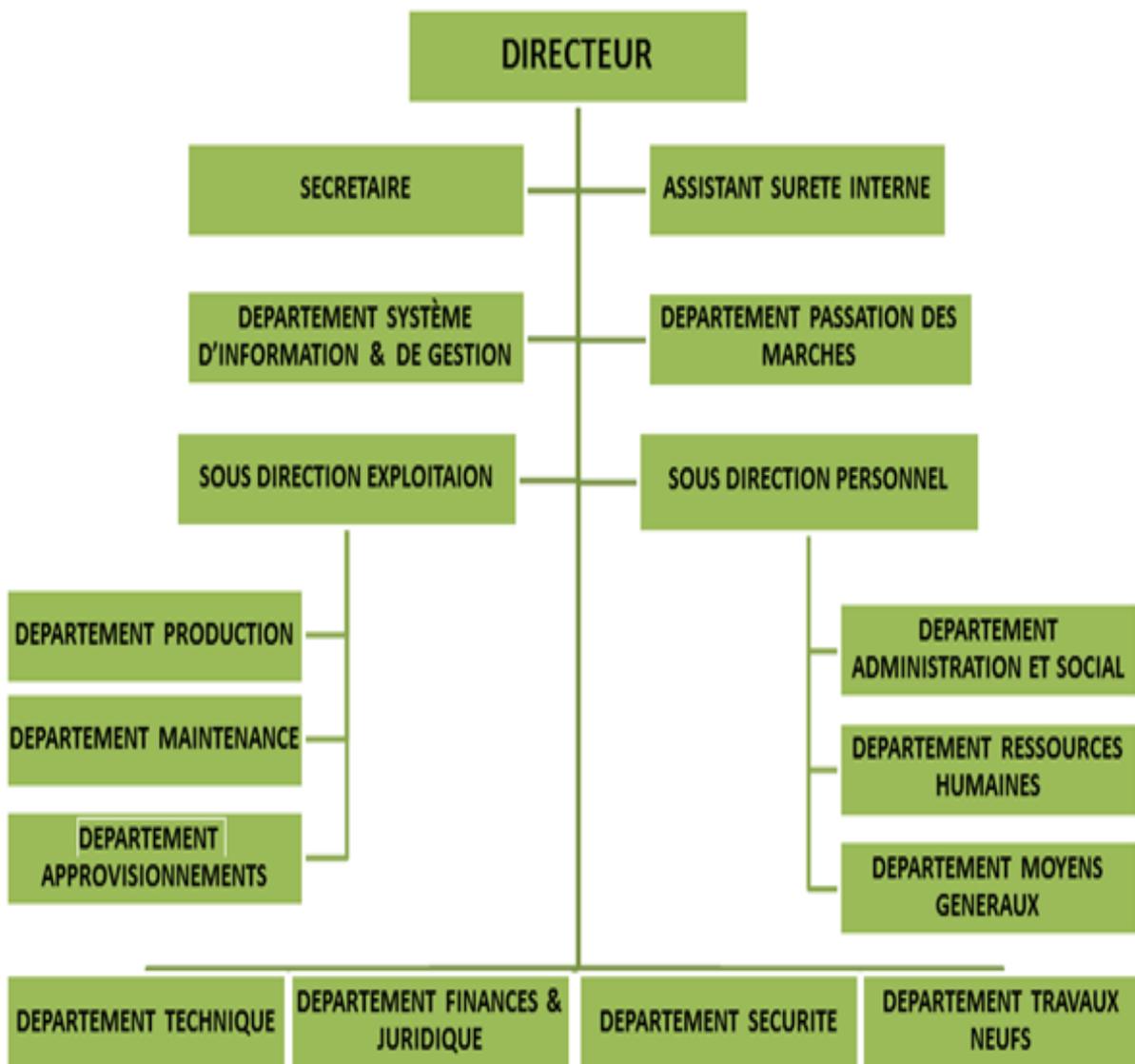
Le chargement du premier navire de propane réfrigéré a été le 20 février 1984.

I.3.Situation :

D'une superficie de 120 hectares, le complexe GP1/Z est situé dans la zone industrielle d'ARZEW, entre la centrale thermique (MERSAT EL HADJADJ) à l'EST et le complexe GNL3/Z à l'OUEST, entre la mer méditerranée et la route nationale N°11. [1]

I.4.Organisation du complexe :

L'organisation du complexe GP1/Z est étudiée de façon à avoir une coordination complète entre les différentes structures de l'usine afin de permettre une exploitation optimale des ressources disponibles. C'est une unité à feu continu. Le suivi est assuré par quatre équipes dont une au repos ainsi que par le personnel de maintien travaillant en journées normales. [1]



FigureI-1- : Organigramme du complexe

I.5.Département de production :

Le département production dépend de sous-direction d'exploitation, ce département gère toute la production de GPL (propane et butane) et il contient trois services :

- Service fabrication.
 - Service stockage et expédition.
 - Service planning et programme.
-
- ✓ **Le service fabrication** : s'occupe de la production du produit fini Propane et Butane réfrigérés et ambiants, comme, il s'occupe de l'état et des conditions de marche des installations qui existent aux niveaux des trains.
 - ✓ **Le service stockage et expédition** : S'occupe du stockage des produits finis et leur expédition par navires et camions.

On distingue deux types de stockage :

- **Stockage à basse température** : destiné pour le marché international.
 - **Stockage à température ambiante** : destiné pour le marché national.
-
- ✓ **Le service planning et programme** : Ce service a pour mission la planification des programmes mensuels de production, l'analyse des écarts de production entre prévisionnel et réalisation, élaboration des bilans de production. [2]

I.6. Les installations du complexe GP1/Z :

Le complexe **GP1/Z** est constitué de plusieurs Installations qui sont comme suites :

- ✓ Les installations de stockage d'alimentation.
- ✓ Les installations de production **GPL**.
- ✓ Les installations de stockage des Produits Finis.
- ✓ Les installations de chargement.
- ✓ Les installations des utilités.

I.6.a. Les installations de stockage d'alimentation :

Ces installations se composent de vingt-deux sphères qui stockent temporairement la charge, et ont une capacité globale de 22000 m³ de GPL brut. Ces sphères sont réparties comme suit : 03 groupes de 04 sphères pour la phase I, un seul groupe identique pour la phase II, un groupe de 06 sphères pour la phase III et 14 pompes d'alimentations de la charge. [voir figure I-2]. [2]



FigureI-2- : les sphères de stockage d'alimentation

I.6.b. Les installations de production GPL :

Ces installations comprennent neuf trains de production dont trois nouvellement installés (Phase III), et chaque train est composé des sections suivantes :

1) Section déshydratation : se constitue de :

- ✦ trois colonnes d'adsorption à tamis moléculaire qui servent à réduire la teneur de l'eau dissoute de **100ppm** à **5ppm** pour éviter le givrage dans les équipements.
- ✦ Un déshydrateur de garde : destiné à réduire la teneur en eau dissoute dans le propane produit de **5ppm** à **1ppm**,

Cette section permet d'éliminer l'eau contenue dans le GPL d'alimentation en utilisant des tamis moléculaires qui adsorbent les molécules d'eau afin d'éviter tout givrage dans la section de réfrigération. [4]

2) Section séparation : Cette section assure la séparation du GPL en produits finis propane et butane commerciaux. Elle comprend :

- ✦ Trois pré -chauffeurs
- ✦ Un fractionnateur
- ✦ Un dééthaniseur
- ✦ Un dépentaniseurs commun
- ✦ Un condenseur de tête de fractionnateur
- ✦ Un condenseur de tête de dééthaniseur
- ✦ Un condenseur de tête de dépentaniseur.
- ✦ Rebouilleur de fractionnateur

- ✦ Rebouilleur de déethaniseur
- ✦ Rebouilleur de dépentaniseur.
- ✦ Les aéro-refroidisseurs de dépentaniseur

❖ **Principe de fonctionnement :**

Le GPL déshydraté avant son entrée au fractionnateur doit être porté à son point de bulle (71°C) lors de son passage à travers les trois préchauffeurs. Le premier utilisant comme fluide chaud le fond de colonne déethaniseur et le deuxième utilise le fond du fractionnateur et le troisième fait appel à l'huile chaude.

➤ **Fractionnateur :**

Une colonne de distillation à **55** plateaux à clapets. L'entrée de l'alimentation se fait au niveau d'un plateau d'alimentation des trois lignes d'entrée. Les produits de tête (propane et éthane) sont condensés à travers les aéro-réfrigérants. Ensuite une partie de ces derniers est retournée (reflux) et l'autre partie est envoyée vers le déethaniseur, pour les produits de fond après servir au préchauffeur de la charge ils seront envoyés vers le Dépentaniseur s'il contient une teneur élevée en pentane sinon ils vont être refroidit puis envoyés vers la section réfrigération.

➤ **Déethaniseur :**

Une colonne de **25** plateaux à clapets, utilisée pour réduire la teneur en éthane dans le propane. Dans le cas où la teneur en éthane est faible le déethaniseur sera by-pass.

La partie non condensée du produit de tête est envoyée vers la section fuel gaz (combustible).

Le propane soutiré au fond de la colonne passe en premier lieu dans le préchauffeur primaire ensuite il passe à travers l'aérorefroidisseur où il va être refroidit avant d'être acheminé vers la section de réfrigération.

➤ **Dépentaniseur :**

C'est une colonne de **50** plateaux a pour but de réduire le taux du butane à moins de **1.75%**. Cette étape est souvent by-pass au niveau de GP1/Z car la charge GPL arrive avec une teneur très faible en pentane.

LES NORMES (NGPA)	LA TENEUR (% MOLAIRE)
La teneur maximale de l'éthane dans le propane	4,8
La teneur maximale de butane dans le propane	2,2
La teneur maximale de propane dans le butane	25
La teneur maximale de propane dans le pentane	10
La teneur maximale de propane dans l'éthane	12
La teneur maximale de pentane dans le butane	1,75

TableauI-1- : Normes NGPA

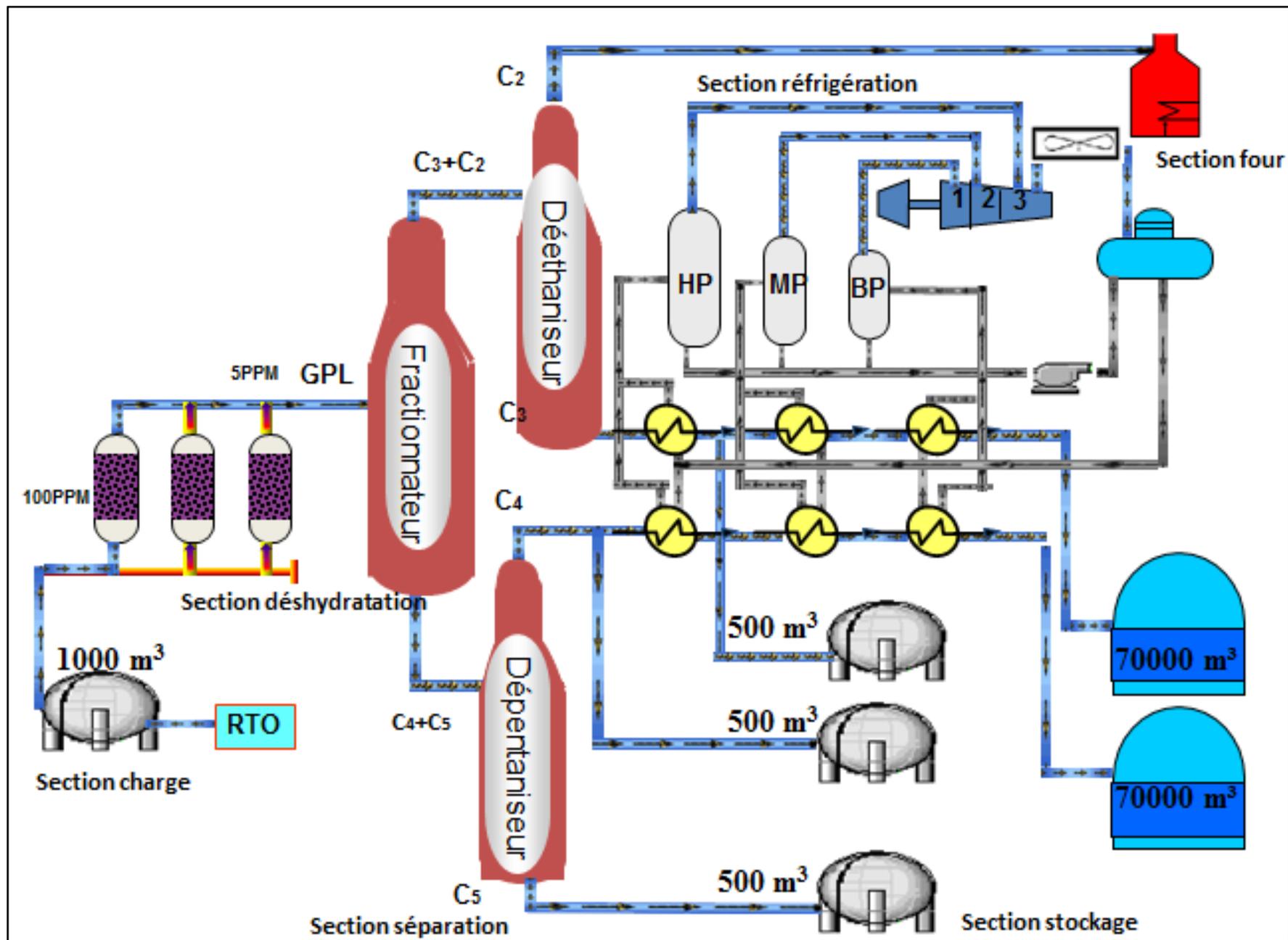


Figure I.3- Procédé de traitement du GPL

1) Section réfrigération :

Cette section est conçue dans le but de refroidir les produits finis à leurs températures de stockage. Soit (-41°C) pour le propane et (-4°C) pour le butane. Ce refroidissement se fait en trois stades, le stade HP (haute pression), stade MP (moyenne pression), et le stade BP (basse pression). Le circuit du réfrigérant est une boucle fermée, on utilise du propane pur comme fluide réfrigérant. [2]

2) section huile chaude :

Cette section de fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour le troisième préchauffeur et les rebouilleurs de la section de séparation. L'huile circule en boucle fermée à une température de 180°C, cette température est atteinte grâce à un four, ce dernier est également utilisé pour chauffer le GN de régénération la section de déshydratation

I.6.c. Les installations de stockage des produits finis :

Elles comprennent deux sections :

➤ Section de stockage des produits commerciaux :

Elle comprend huit bacs de stockage à basse température (pour le marché international) dont :

- Quatre (4) pour le propane à $T = -42$ °C.
- Quatre (4) pour le butane à $T = -7$ °C.

La capacité de chaque bac est de 70000 m³.

Et cinq (5) sphères de stockage à température ambiante (pour le marché national) dont :

- Une (1) pour le propane à $P = 3.8_18$ Kg / cm².
- Trois (3) pour le butane à $P = 0.5_6.5$ Kg / cm².
- Une (1) pour le pentane à $P = 0.1_1.3$ Kg / cm²

La capacité de chaque sphère est de 500 m³.

➤ Section de récupération des gaz évaporés (Boil-off Gaz) :

Le rôle de cette section est la reliquéfaction des gaz évaporés afin de les renvoyer vers les bacs de stockage basse température.

Les gaz d'évaporation provenant des différentes capacités de l'usine (bacs de stockage, l'évaporation des gaz des citernes et des navires en chargement) sont récupérés, liquéfiés par pressurisation au moyen d'un compresseur, refroidis à travers des aéroréfrigérant et renvoyés vers les bacs de stockage. La section récupération se compose de deux (02) ensembles indépendants. Un pour le propane et un pour le butane. [3]

I.6.d. Les installations de chargements :

Les produits stockés sont livrés aux clients par deux façons différentes :

- ✓ Par navires : produits à basse température pour l'exportation (marché extérieur).
- ✓ Par camions : produits à température ambiante pour le marché national.

I.6.d.1. Section de chargement navires :

Elle s'occupe des enlèvements par navire. il y'a deux jetées D1 concernant les petits navires et M6 concernant les grandes navires, (on appelle les enlèvements par navire, Post de chargement navire).

Deux systèmes de chargements sont respectivement installés au bout des jetées **D₁** et **M₆**, le débit de chargement est comme suite :

- ✓ Poste **D₁**..... 4.000 m³/hr.
- ✓ Poste **M₆**..... 10.000 m³/hr.

I.6.d.2. Section de chargement camions :

Le chargement simultané de cinq (05) camions de propane commercial et un camion de pentane peut être effectué à température ambiante à partir de cinq (05) sphères de 500 m³ au moyen de pompes de chargement. Le chargement des sphères s'effectue à partir des sections de séparation et également à partir des bacs de stockage à basse température en passant par des réchauffeurs. [5]

I.6.e. Les installations des utilités :

Elle alimente les divers zones de production en :

- **Fuel** (gaz naturel) : utilisé comme combustible.
- **Air** : elle est divisée en deux :
 - ✓ **Air instrument** : C'est l'air sèche après enlèvement de l'humidité, cet air aide pour ouvrir les Vanes et la manipulation des boucles de régulation (vanne pneumatique).
 - ✓ **Air service** : C'est du l'air qui sert pour le nettoyage et l'entretien.
- **Vapeur** : On utilise le dessaleur pour avoir l'eau distillé et à partir de ce dernier on produit de la vapeur de 10 kg/cm² qui sert à chauffer les instruments, le traçage des lignes pour le maintien de la température chaude et des échangeurs de chaleur pour les évaporateurs des produits.
- **Eau** :
 - ✓ L'eau distillée ;

L'eau de refroidissement : utilisé pour les équipements (pompe, compresseur) ;

- ✓ L'eau potable.
- **Méthanol** : Il est utilisé pour le dégivrage.
- **Gasoil** : Il est utilisé pour l'alimentation du générateur de secours et compresseur d'air
- **Azote** : pour l'inertage des équipements, il y'a deux circuits
 - ✓ Circuit Gazeuse (HELLIOS).
 - ✓ Ballon d'azote liquide : circuit d'azote (COGIZ) : On le transforme en vapeur.
- **Générateur électrique** de secours d'une capacité de 25.617 kW.
- Système de sécurité **vide-vite (Blow-down)**
- **Les torches** : Trois à haute pression et deux à basse pression sert à brûler la quantité de gaz provoquées par un dysfonctionnement des trains. [2]

I.7.Description de la zone basse température :

I.7.a.Description des bacs de stockage :

Les GPL sont dans les conditions normales de pression et de température à l'état gazeux. Ils peuvent être condensés, soit en augmentant leur pression, soit en les refroidissant. De ce fait, les GPL peuvent être stockés de deux manières différentes :

- ✓ sous pression à température ambiante ;
- ✓ à basse température sous pression atmosphérique ;

La zone de stockage à basse température assure la capacité de stockage nécessaire du PROPANE et BUTANE de qualité commercial entre les opérations de chargement des navires. Huit bacs (8) sont prévus pour le stockage des produits finis ; quatre bacs (4) pour le propane et quatre bacs (4) pour le butane. [5]

I.7.b.Description du procédé :

Le produit PROPANE est envoyé à partir des 9 trains de procédé à travers un collecteur commun vers un seul bac à la fois sous contrôle de pression à chaque réservoir, la pression à l'entrée de chaque bac de PROPANE (T0001/3/4/5) est contrôlée en amont de la PV est consignée à 4,2 kgf/cm²eff.

Le produit BUTANE est envoyé à partir des 9 trains de procédé à travers un collecteur commun vers un seul bac à la fois sous contrôle de pression dans le collecteur commun, dans ce cas la pression est contrôlée par un régulateur commun pour les quatre 4 bacs de butane (T-0002/6/7/8) est consignée à 8,2 kgf/cm²eff

I.7.c. Equipements et accessoires :**✦ Bacs de stockage :**

Les huit bacs destinés pour le stockage des produits finis sont de type enveloppe cylindrique à double paroi d'une capacité de 70.000 m³ chacun.

Les paramètres de fonctionnement des bacs sont représentés dans le tableau ci-dessus :

Capacité (m ³)	Température de calcul (°C)	Pression de calcul (Kgf/cm ²)	Température de service (°C)	Pression de service (Kgf/cm ²)
70.000 Bacs C3	-51	0,1	-41 à -48	0,03 à 0,08
70.000 Bacs C4	-23	0,1	-3 à -19	0,03 à 0,08

Tableau I-2- : paramètres de bacs de stockage

✦ Pompes immergées :

Chaque bac de stockage est équipé de cinq pompes immergées :

➤ Pompes de chargement :

Chaque bac est dotées de 3 pompes de chargement, ces dernières sont utilisées en cas d'enlèvement par navire et sont démarrées en fonction du débit demandé par le commandant du navire.

❖ Paramètres de fonctionnement :

Le débit nominal d'une pompe de chargement (PROPANE ou BUTANE) est de 1680m³/h.

La pression de refoulement de ces pompes est de 6.0 kg/cm²eff. La température de pompage des pompes de chargement propane est de -41°C à -48°C, celle des pompes butane est de -3°C à -19°C.

Chaque pompe de chargement est immergée dans le bac dans une colonne appelée puits (de diamètre 38"), c'est à partir de ce dernier que le produit est pompé et permet aussi l'extraction de la pompe en cas de panne de cette dernière.

Le circuit d'une pompe de chargement est comme suit : le produit est pompé à partir du fond du bac via le puits vers la ligne de refoulement 16".

➤ Pompes de circulation :

Chaque bac est doté d'une pompe de circulation, cette dernière est utilisée pour maintenir les lignes de chargement sous froid (cool down) en cas de non enlèvement par navire. Elle est aussi utilisée pour le chargement en début d'expédition ces pompes est de 6.4 kgf/cm².

❖ Paramètres de fonctionnement :

- ✦ Le débit nominal d'une pompe de circulation (propane, ou butane) est de 500m³/h.
- ✦ La température de refoulement des pompes de circulation propane est de -41°C à -48°C, et celle des pompes butane est de -3°C à -19°C.
- ✦ Chaque pompe de circulation est immergée dans le bac dans une colonne appelée puits (de diamètre 32''), c'est à partir de ce dernier que le produit est pompé et permet aussi l'extraction de la pompe en cas de panne de cette dernière.
- ✦ Le circuit d'une pompe de circulation est comme suit :
le produit est pompé à partir du fond du bac via le puits vers la ligne de refoulement 12''.

➤ Pompes de vidange inter paroi :

Cette dernière est utilisée pour évacuer tout liquide susceptible qui s'accumule dans la double paroi et l'envoyer vers la partie interne du bac.

I.8. Description de la section chargement navire :

Le service stockage et expédition est divisé en trois zones distinctes qui sont :

- La zone stockage produit réfrigérés Basse température et BOG.
- La zone chargement par camions (ambient).
- La zone chargement par navires.

La zone de chargement par navires comporte les équipements suivants :

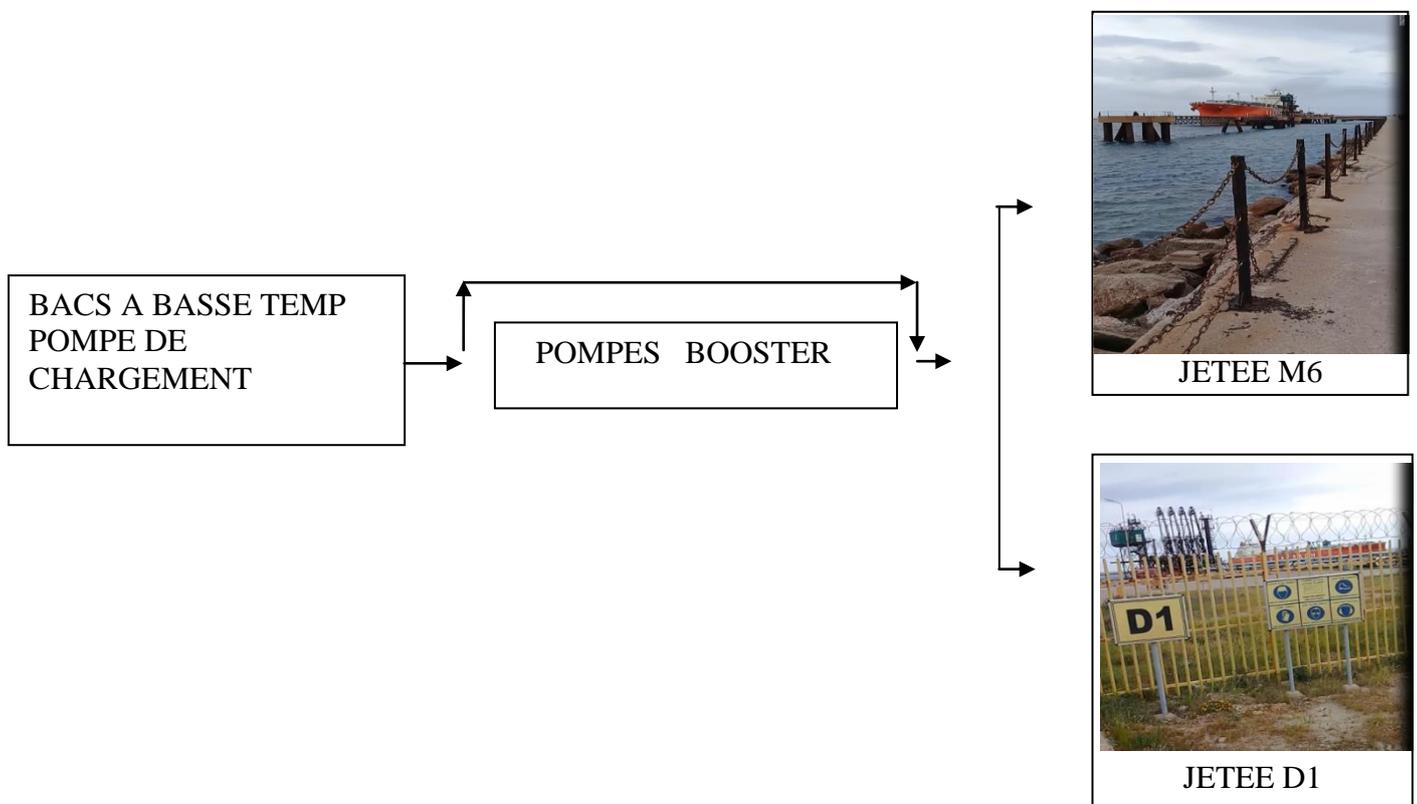
- Deux jetées distinctes D1 et M6 de capacité de chargement différent.
- 03 bras de chargement pour chaque jetée.
- 01 bras retour vapeur pour chaque jetée.
- 02 bras de soutage pour chaque jetée.
- 02 skids poudre et mousse de lutte anti-incendie pour chaque jetées.
- 04 Soufflantes de gaz retour avec 02 ballons séparateur de gaz.
- 01 Salles de contrôle jetées.
- 04 pompes de circulation jetées (pour chaque produit Propane, Butane).

- Vannes de dégazage tout le long des lignes de chargement jusqu'aux jetées.
- 08 pompes booster (04 pour chaque produit).

Les lignes de chargement et de circulation au nombre de quatre (pour chaque produit) à partir des bacs de stockage à basse température se divisent en deux à partir du point de DISPATCH vers l'une des deux jetées.

Parmi les lignes jetées il est à noter 02 lignes de réception de propane et butane réfrigérés à partir du complexe GL2Z.

La salle de contrôle jeté (JCR) assure le bon déroulement des chargements en coordination avec la salle de contrôle locale (LCR). [6] [7]



I.8.1. Description du procédé :

Les installations de la section de chargement par navire assurent le transfert des produits finis C3 et C4 des bacs de stockage à basse température vers les navires citernes ancrés au niveau des 02 jetées que compte le complexe et qui sont la jetée **D1** et **M6**.

La récupération des gaz évaporés lors d'un chargement est assurée par un dispositif indépendant de lignes de retour des gaz vers section B.O.G.

Le débit de chargement maximum est fonction de la capacité de chaque jetée et du navire à charger.

Le débit de chargement maximale de la jetée M6 est de 10000 m³/h en utilisant trois

pompes booster en plus de 03 pompes de chargement par contre, le débit maximal vers jetées D1 est de 4000 m³/h en utilisant une pompe booster en plus de 03 pompes de chargement.

Lors d'un chargement simultané du même produit effectuée sur les deux jetées D1 et M6, le débit maximum est de 10000 m³/h.

Il y'a lieu de noter que l'on peut obtenir un débit de chargement de 3300 m³/h environ à la jetée D1 sans qu'il soit nécessaire de faire appel aux pompes booster tandis qu'à la M6 il est possible de charger jusqu'à 6500 m³/h environ sans pompes booster.

En cas de chargement du bu-pro le débit maximal pour la M6 est de 5000 m³/h et de 4000 m³/h pour la D1.

A partir des bacs de stockage, deux lignes de chargement distinctes de 24'' sont prévues pour le chargement du PROPANE (C3) ou BU-PRO et deux autres lignes de 24'' pour le BUTANE (C4).

NB : Il est impossible de charger deux produits différents en même temps au niveau de la même jetée.

Le débit de chargement vers jetées doit inclure les 80 m³/h recyclés vers bacs de stockage. Ce débit assure le maintien des circuits de circulation au froid (cool-down) alors que le chargement du navire est en cours.

Dans le cas il n'y'a pas de chargement aux deux jetées il est essentiel de maintenir froids les circuits de chargement à basse température. Pour cela une pompe de circulation par produit (C3 ou C4) est en service. Le produit recyclé est renvoyé vers bac de stockage à travers la ligne de circulation retour.

En plus des pompes de circulation des bacs les pompes de circulation jetées PM-0001 A/B et PM-0002 A/B assurent le maintien en froid des circuits d'une des jetées pendant que l'autre jetée est utilisée pour le chargement.

Lors d'un chargement navire le produit chargé (C3 ou C4) génère un dégagement de gaz qui est repris à travers un bras de gaz retour pour chaque jetée.

02 lignes de gaz retour communes :

- une de 24'' à partir de la jetée D1.
- une de 34'' à partir de la jetée M6

➤ Trois (3) cas de chargement possible : [voir les figures I-4, I-5, I-6 et I-7-]

- Jetée D1 en chargement et M6 en cool down

- Jetée M6 en chargement et D1 en cool down
- Les deux jetées en chargement

Et le circuit cool down des deux jetées (pas de chargement).

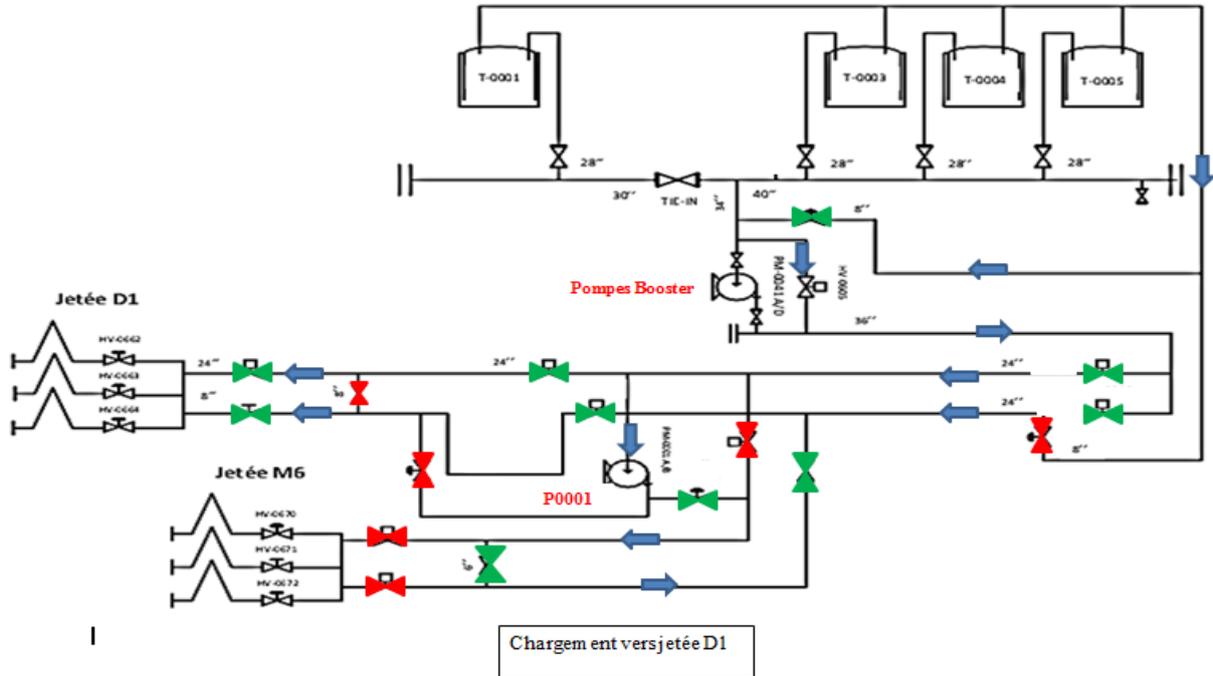


Figure I-4 : cas de chargement vers jetée D1

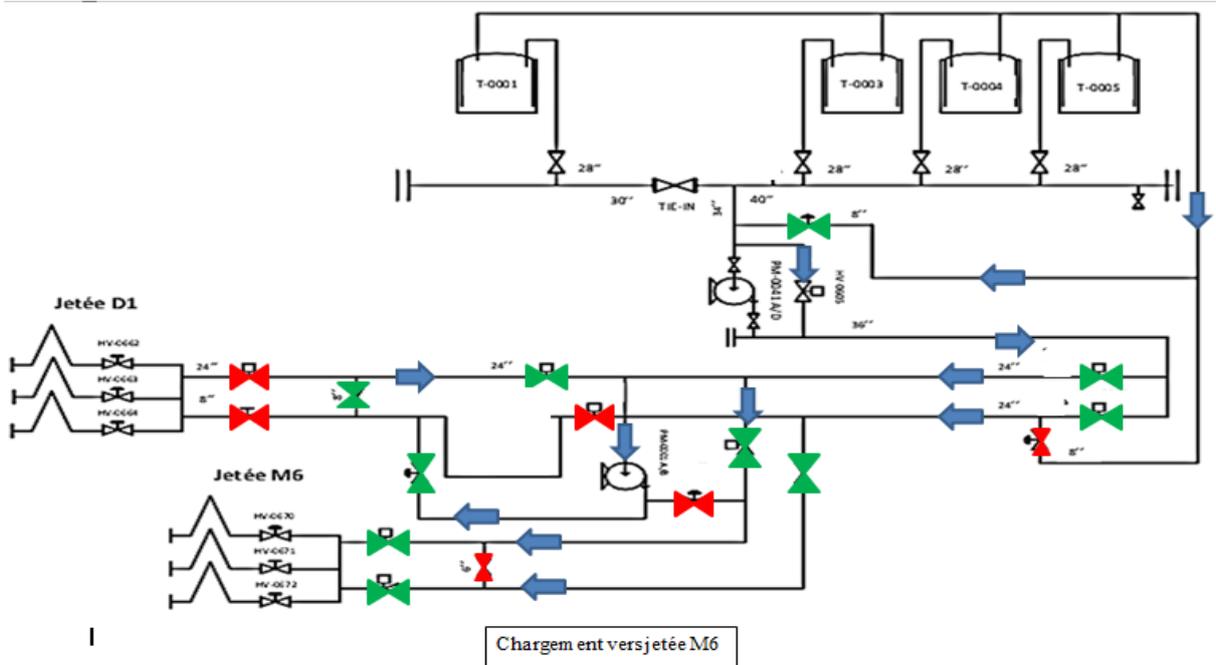
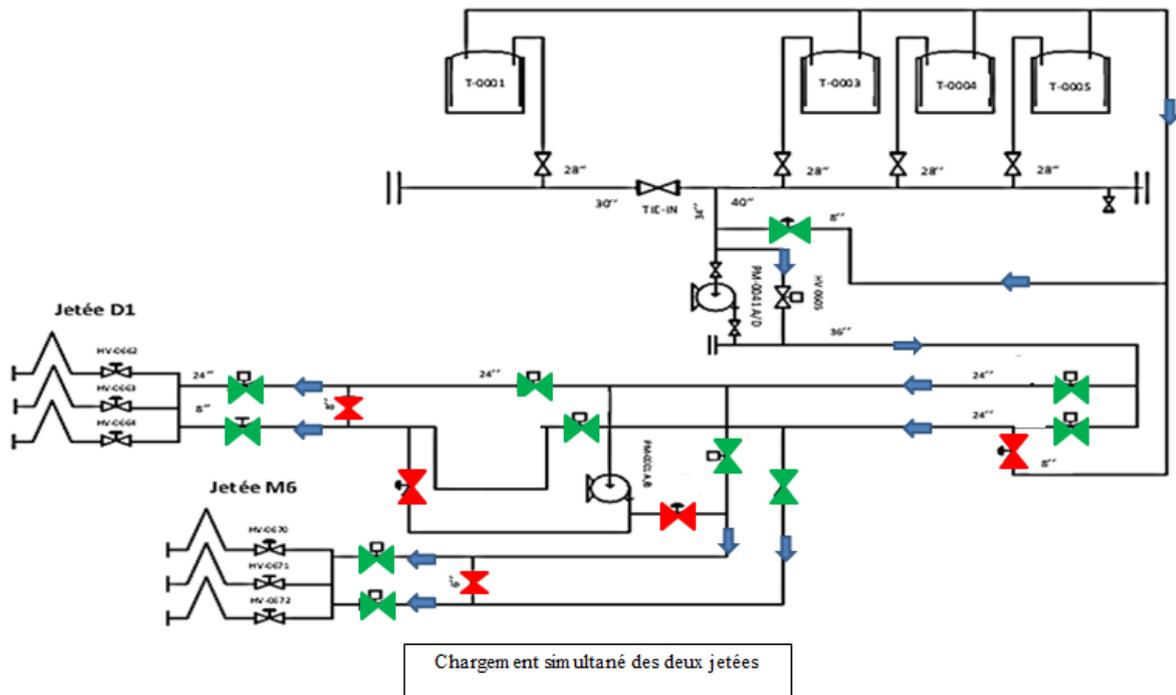
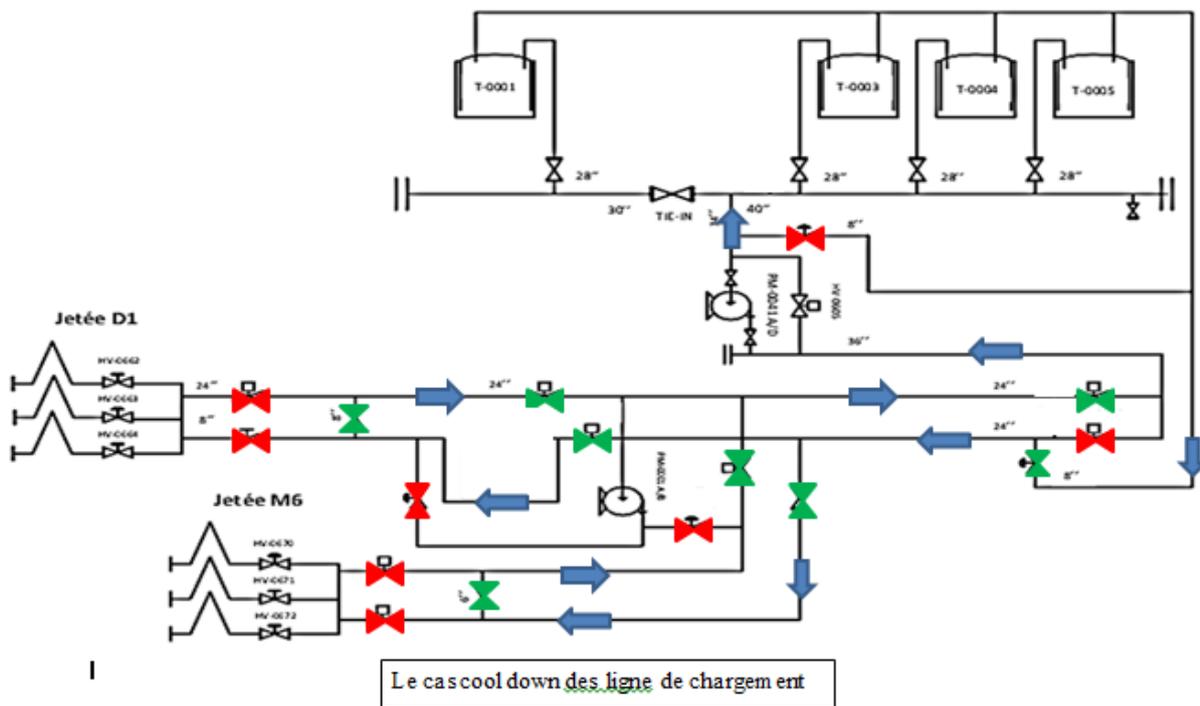


Figure I-5 : cas de chargement vers jetée M6



FigureI-6- : chargement simultané vers les deux jetées



FigureI-7- : cas cool down des lignes de chargement

I.8.2. Equipement et accessoire :

- Bras de chargement jetée D1 : (08-A-0003-A/B/C)
 - Diamètre 12''
 - Debit maximum 1330 m³/h
 - Pression de service 0 – 3 kg/cm² pré alarme à 1.9 kg/cm².
- Bras de chargement jetée M6 : (08-A-0001-A/B/C)
 - Diameter 16''
 - Debit maximum 3360 m³/h
 - Pression de service 0 – 3 kg/cm² pré alarme à 1.9 kg/cm².
- Soufflantes : (08-B-0012-A/B ; 08-B-0011-A/ B)
 - Pression de refoulement 0.6 à 1.5 kg/cm²
 - Pression d'aspiration 300 a 1200 mmH₂O
- Parameters boosters: (06-PM-0041 A~D ; 06-PM-0042 A~D)

Pression de refoulement 10.5

- kg/cm² eff.
- Débit de refoulement 3360 m³/h --- 4080 m³/h
- Paramètres retour vapeurs : (08-A-0004 ; 08-A-0002)
- Pompes de circulation jetées : (08-PM-0001-A/B ; 08-PM-0002-A/B)
 - Débit de refoulement 120 m³/h
- Pompes de transfert butane GNL 08-PM-0003-A/B
- **Equipements du bras de chargement et retour :**

L'ensemble mécanique se compose de deux parties distinctes : bras et avant-bras tubes métalliques reliés par des joints articulés qui se divisent en trois degrés de liberté et qui sont appelés styles : [voir figure I-8- et I-9-]

- **Style 50** : permet une rotation horizontale ainsi qu'un mouvement dans le plan vertical.
- **Style 40** : raccorde le bras et l'avant-bras et permet à l'avant-bras de s'articuler dans le plan vertical.
- **Style 80**: permet le réglage de la position pour le raccordement au manifold du navire.
- **Contrepoids** : utilise pour équilibrer l'avant-bras et le bras dans leurs diverses positions.
- L'ensemble des deux roues + câble s'appelle **pantographe**.

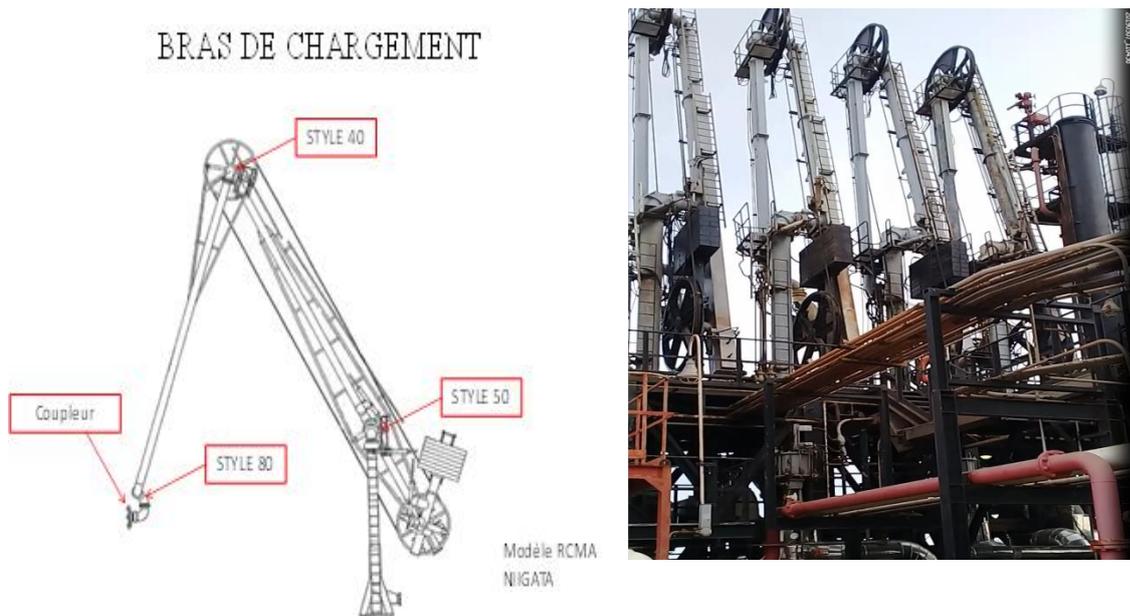


Figure I-8- : les différents styles d'un bras de chargement

I.8.3. Déroulement d'un chargement :

- 1) Début accostage : le navire accoste à l'aide de navire remorqueur au poste D1 ou M6 pour chargement.
- 2) Amarrage : positionnement d'un opérateur au niveau des bras à connecter et d'un opérateur au niveau du navire pour alignement du bras avec manifold de navire.
- 3) Fixation du navire à l'aide des amarres (corde)
- 4) Pose de passerelle
- 5) Connexion câble mise à la terre : en cas de surtension ou électricité statique.
- 6) Réunion technique : trois intervenants
 - Chef d'équipe, chef de zone ou chef de quart
 - Officier navire, commandant secondaire
 - Agent commercial

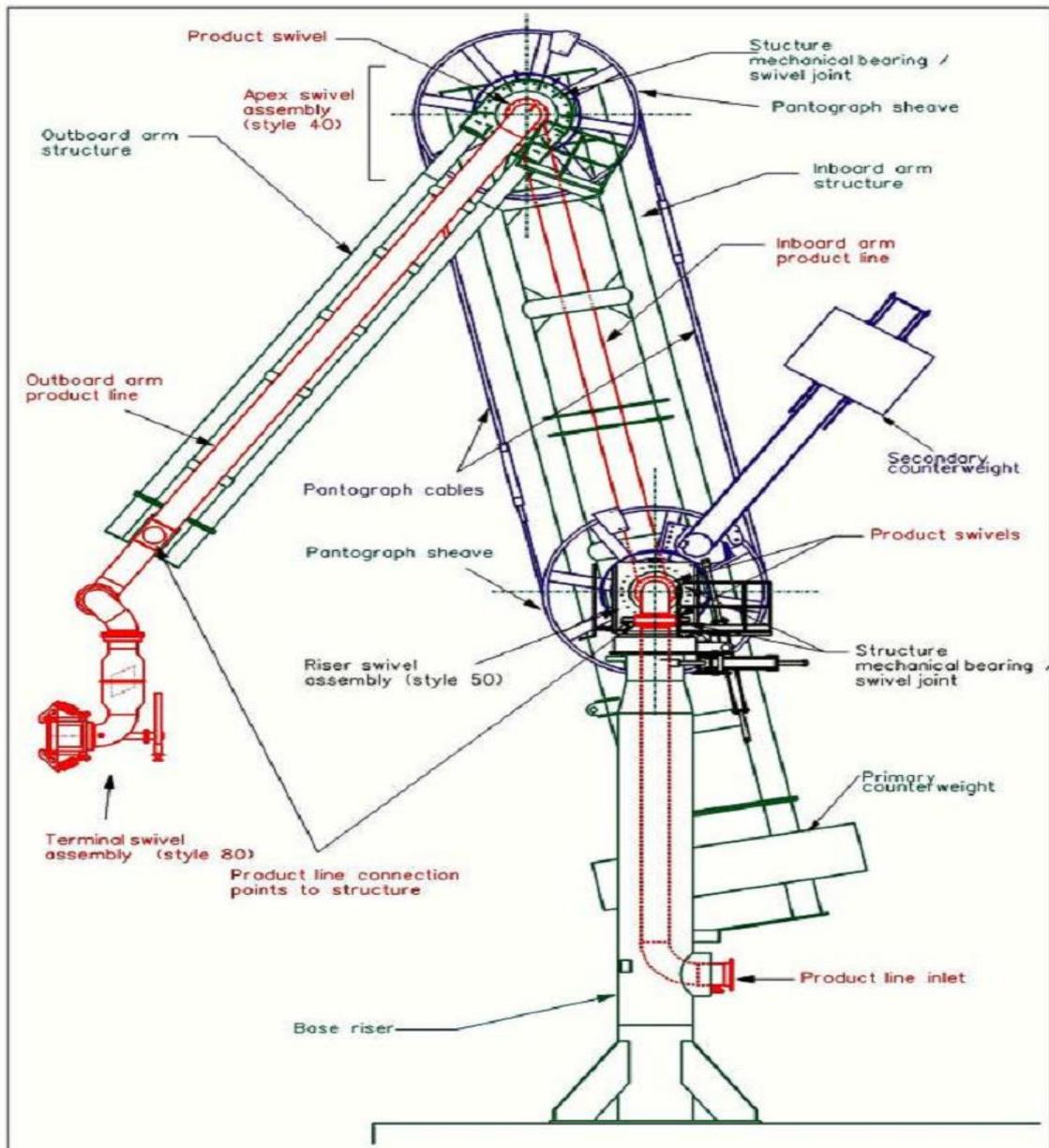


Figure I -9- : bras de chargement



Chapitre II

Généralités sur le GPL

II.1. Généralités sur le GPL :

Introduction :

Le terme GPL ou gaz de pétrole liquéfié désigne un mélange d'hydrocarbures, qui sont gazeux aux conditions normales de température et de pression et qui ont la propriété de passer de l'état liquide par un abaissement de température ou de pression ou des deux à la fois. Il s'agit essentiellement de butane et de propane.

Cette propriété permet de stocker dans un volume réduit (1m^3 de GPL liquide occupe un volume de 225 m^3 à l'état gazeux).

Les GPL appartiennent à la famille des paraffines et sont composés essentiellement du C_3H_8 , C_4H_{10} avec de faibles proportions de CH_4 , C_2H_6 , et C_5H_{12} .

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est un mélange d'hydrocarbures légers stockés à l'état liquide et issus du raffinage du pétrole (40% des ressources mondiales) et plus généralement du traitement du gaz naturel (60% des ressources mondiales).

Le GPL était autrefois considéré comme un résidu de l'extraction du pétrole et directement brûlé au sommet de torches. Il est dorénavant récupéré par distillation, les fractions les plus nobles servent généralement de carburant pour véhicules en remplacement des essences plus chères et plus polluantes. [8]

II.2. L'origine du GPL :

Les gaz de pétrole liquéfiés sont obtenus principalement :

- Dans les raffineries de pétrole, en cours de la distillation du pétrole brut. (voir figure II-1)
- Au cours des opérations de dégazolinage du gaz naturel sur les champs de production, pour obtenir les produits condensables butane et propane. (voir figure II-2-)

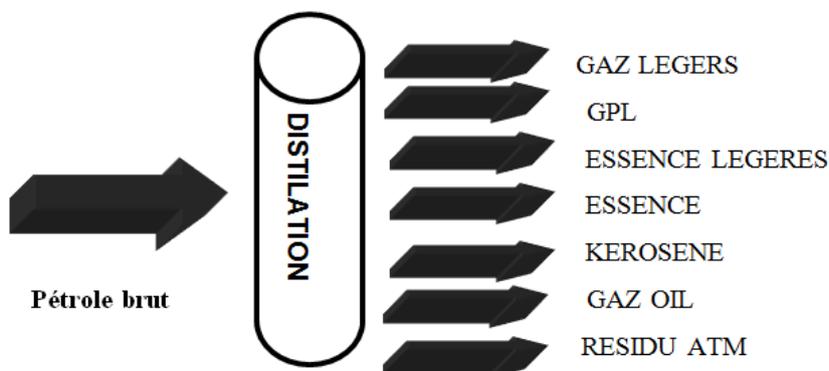


Figure II -1- : Récupération des GPL à partir du pétrole Brut

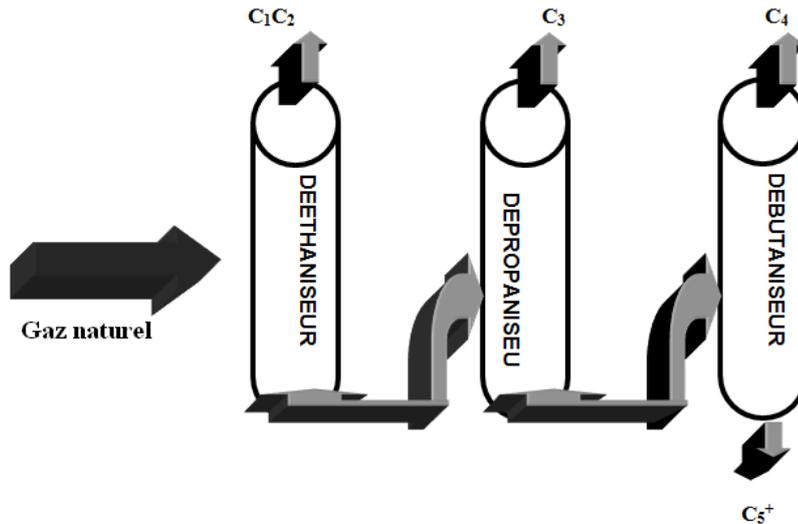


Fig II-2- : Récupération du GPL à partir des champs de G.N

II.3. Propriétés et caractéristiques du GPL :

D'une part son origine le gaz de pétrole liquéfié est un mélange d'hydrocarbures à teneur variable en légers.

A température et pression atmosphériques il est gazeux, mais a la possibilité et la propriété d'être liquéfié à une température ambiante sous pression modérée, stocké et manipulé comme un liquide.

Aux conditions normales de pression et de température, les GPL sont un gaz plus lourd que l'air.

Le butane commercial en phase vapeur est deux fois plus lourd que l'air, et le propane commercial est une fois et demie plus lourd.

Les GPL sont non corrosifs à l'acier, au cuivre et à l'alliage du cuivre et d'aluminium.

Le G.P.L n'a pas de propriétés lubrifiantes et ces caractéristiques sont les suivantes :

- incolore, que ce soit en phase liquide ou vapeur.
- légèrement toxique à l'état liquide ou vapeur.
- pur et inodore.

Le GPL pur est pratiquement inodore, pour des raisons de détection et de sécurité, un odorant doit être ajouté dans des limites afin de le commercialiser.

Il est incolore en phase liquide et en phase vapeur. Cependant quand le liquide s'évapore,

l'effet de refroidissement de l'air d'environnement peut causer une condensation et même une congélation de la vapeur d'eau contenue dans l'air. [8]

II.4.L'utilisation des GPL :

Le GPL est utilisé dans de nombreux domaines d'application. Parmi les principales utilisations, on peut citer :

➤ Source de chauffage :

L'apparition du gaz naturel, et le développement mondial rapide de son emploi, ont imposé une profonde mutation de l'industrie du gaz. Face à cette transformation, les constructeurs d'appareils domestiques ont en effet à résoudre d'importants problèmes techniques.

Ainsi ont été mis au point de nouveaux brûleurs adaptés spécifiquement à l'utilisation du G.N et des GPL.

L'amélioration du service rendu, les aspirations de la clientèle, la recherche du meilleur rapport prix/qualité pour les produits ainsi que les contraintes inévitables de plus en plus importantes ont été aussi les principaux moteurs de cette évolution.

➤ La climatisation :

Un moteur qui fonctionne grâce au carburant GPL peut entraîner un compresseur qui à son tour comprime le GPL. La détente de ces derniers absorbe de grandes quantités de chaleur et crée en même temps du froid. Sur ce principe ont été construits :

- Des réfrigérateurs.
- Des climatiseurs.

Le GPL, en plus de son utilisation domestique, est utilisé comme carburant dans les véhicules, qu'ils soient modernes ou anciens et qui sont transformés au GPL-c.

Du fait de sa composition chimique simple, le GPL-c ne contient ni soufre, ni plomb, ni benzène, constituants les principaux polluants des essences. Les rejets de CO et ceux de NOx lors de la combustion des GPL, sont inférieurs respectivement de 30 %, et de 50 % par rapport aux essences.

Du fait de l'homogénéité du mélange, air-carburant et de sa bonne répartition dans les cylindres, il est possible d'obtenir sans difficulté une combustion du propane.

➤ Production d'énergie :

L'utilisation du GPL dans les centrales électriques en tant que source d'énergie se substitue à celle du charbon, des fuels etc...., et cela pour plusieurs raisons :

- Protection de l'environnement (produit pur).

- Diversification des combustibles pour éviter des coefficients de pointe trop importants ou pour augmenter l'indépendance énergétique de l'usine utilisatrice.

➤ **Le GPL dans la pétrochimie :**

Le G.P.L. est utilisé dans plusieurs domaines de la pétrochimie et du raffinage par exemple le butane qui par pyrolyse donne de l'éthylène et du propylène puis du polyéthylène. En raffinage le G.P.L. est utilisé soit en tant qu'énergie dans les fours de raffineries soit en tant qu'adjuvant pour augmenter l'indice octane des essences. [8]

II.5. Les risques liés au GPL :

On cite quelques risques qui ont été signalés dans l'industrie gazière :

- ✓ Les GPL sont fréquemment stockés à l'état liquide sous pression, la fuite du liquide peut, par évaporation rapide, donner un grand volume de gaz inflammable.
- ✓ La limite inférieure d'inflammabilité du gaz approximativement à 2% du volume du gaz dans l'air. Une petite portion de gaz dans l'air peut donner un mélange inflammable qui peut être enflammé par un élément chaud ou une étincelle à distance d'un point de fuite.
- ✓ Les GPL liquides par évaporation peut causer des brûlures sévères, des vêtements de protection doivent être portés (gants, lunettes). [8]



Chapitre III

Description de

simulateur hysys 3.2

III.1.Introduction :

Les méthodes de simulation, conçues pour être utilisées en statistique et en recherche opérationnelle, ont connu et connaissent encore un développement rapide dû à l'extraordinaire évolution des ordinateurs.

Dans beaucoup situations, que ce soit de la vie courante ou dans la recherche scientifique, le chercheur est confronté à des problèmes dont il recherche des solutions sur la base de certaines hypothèses et contraintes de départ. Pour résoudre ce type de problèmes il existe des méthodes analytiques applicables à des situations où le modèle permet de traiter les différentes variables par des équations mathématiquement maniables et des méthodes numériques.

Les techniques de simulation sont des techniques numériques : simuler un phénomène signifie essentiellement reconstituer d'une façon fictive son évolution. [9]

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile de l'avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives.

Les logiciels disponibles pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels sont : ASPEN PLUS, Chem CAD-III, HYSIM, PRO-II et HYSYS.

Le logiciel HYSYS est l'un des logiciels de simulation des procédés de génie chimique. Il a été développé par la société canadienne HYPROTECH.

Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et tri - phasiques simples, de la compression à la distillation et la transformation chimique.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédés devrait effectuer sont :

- ✦ La résolution des bilans de matière et d'énergie.
- ✦ L'optimisation du procédé.
- ✦ Le dimensionnement des équipements.
- ✦ L'évaluation économique du procédé.

III.2. PROCEDURE DE LA SIMULATION :

La procédure de la simulation est représenté par le schéma suivant : [10]

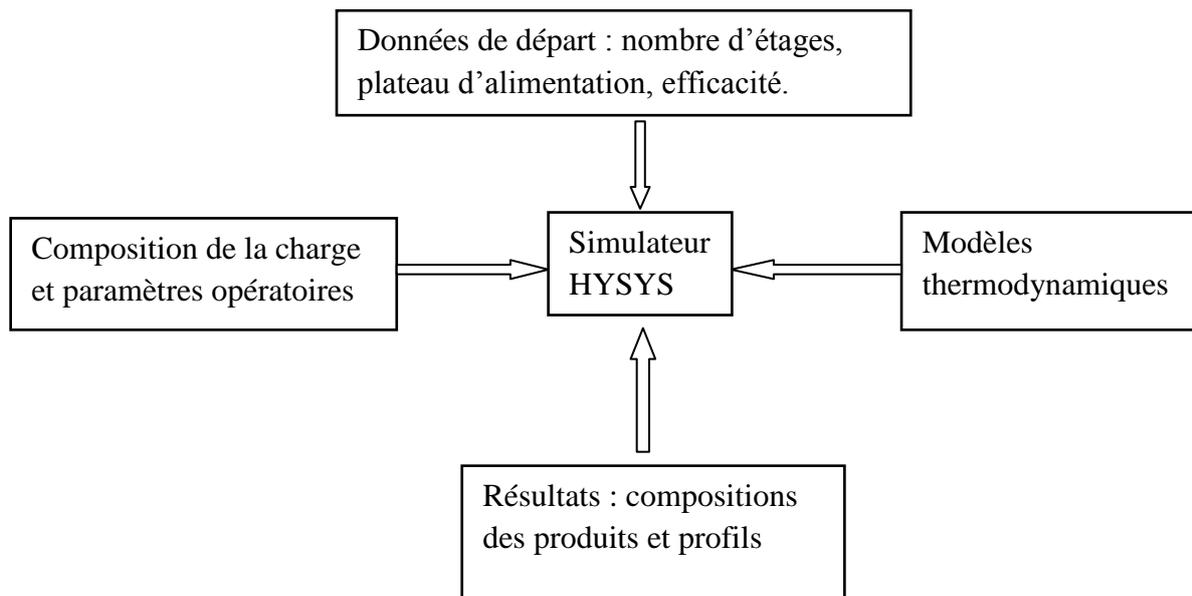


Figure III-1- : Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.

La simulation étudie le comportement d'un système. Elle permet, en particulier, d'étudier l'évolution du système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en confrontant les valeurs calculées aux valeurs observées.

III.3. Types de simulation et autres concepts :

On peut distinguer principalement deux types de simulation dans le cas des procédés chimiques : la simulation statique (steady state) et la simulation dynamique (transient state).

III.3.1. Simulation statique :

La simulation statique d'un procédé vise à définir les propriétés des flux (débit, température, fraction vaporisée,...) ainsi que les bilans matières et d'énergie en régime stabilisé.

III.3.2. Simulation dynamique :

La simulation dynamique d'un procédé vise à définir les propriétés des courants en fonction du temps, pendant des situations transitoires où le régime n'est pas stable.

III.4. Définition de HYSYS 3.2 :

HYSYS 3.2 est un logiciel très puissant pour la simulation et la modélisation des procédés soit en régime stationnaire ou en régime transitoire c-à-d dynamique des systèmes.

[11]

III.4.1. Choix système d'unités :

La première chose à faire quand on entre dans HYSYS est de choisir son ensemble d'unités. Pour cela, il vous faut sélectionner préférences dans le menu Tools. Et ensuite choisir le set unités désiré. HYSYS ne vous permettra pas de changer aucun des trois ensembles d'unités présents par défaut. Cependant, il est possible de créer un ensemble d'unités en modifiant un des systèmes existants (comme dans notre cas).

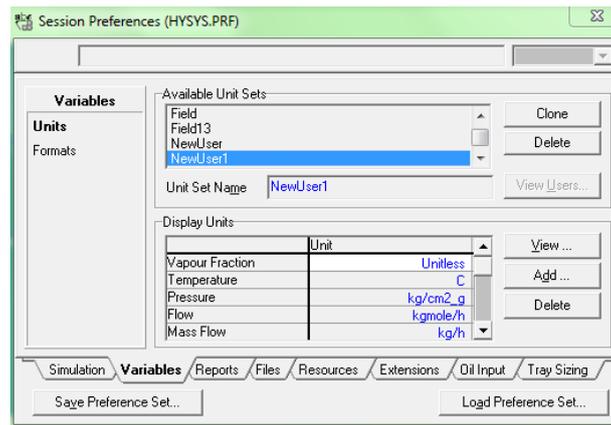


Figure III-2- : Section préférences HYSYS

III.4.2. Créer un nouveau cas :

Pour créer un nouveau cas, il suffit de sélectionner New Case dans le menu File. L'étape suivante est de créer un **Fluid Package** qui doit contenir au minimum les composants et les méthodes pour le calcul des propriétés des fluides (équation d'état).

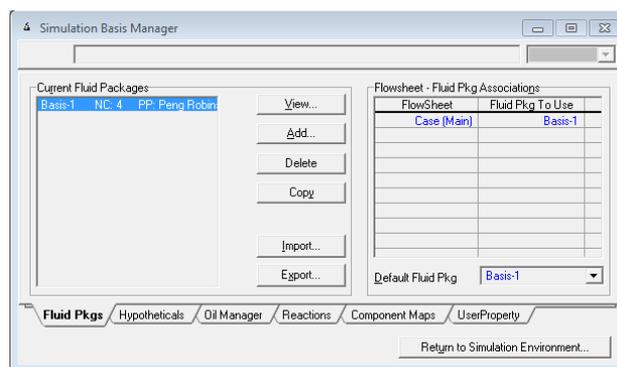


Figure III-3- : Création d'un nouveau cas

III.4.3. Créer un Fluid Package :

Presser la touche **Add** pour créer un **Fluid Package** : choisir l'équation d'état voulue. Dans notre cas, ce sera Peng Robinson.

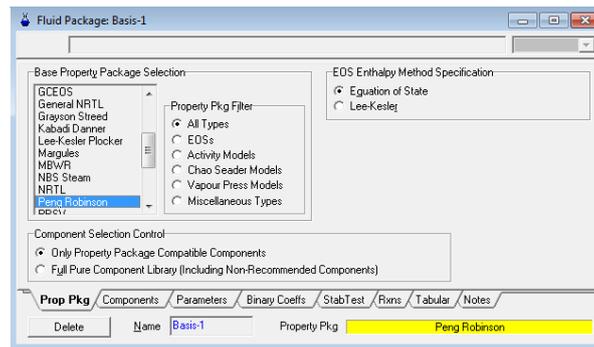


Figure III-4 : Création de Fluide Package1

III.4.4. Sélectionner les composants du mélange.

L'étape suivante est l'introduction des composants. Sélectionner la page **Components** soit en cliquant sur son signet, Pour sélectionner les composants dans la liste, il est ainsi transférer directement dans la **Selected components**.

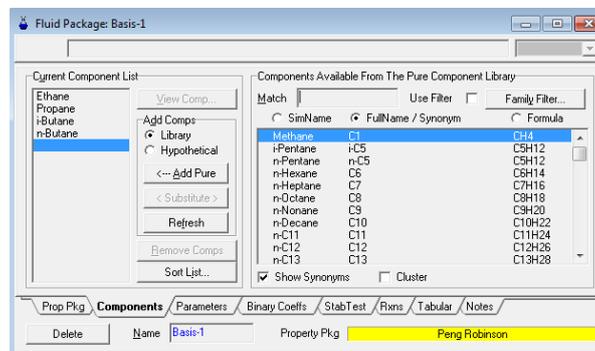


Figure III-5 : Création de Fluide Package 2

Fermer la fenêtre. Noter que la liste des **Current Fluid Package** renferme le nouveau **Fluid package** que l'on vient de créer, Basis-1(nom par défaut) avec le nombre de composants (NC) et l'équation d'état utilisée.

Maintenant que la base est définie, il est possible d'installer les flux et les opérations dans l'environnement de simulation. Pour entrer dans cet environnement, presser le bouton Enter Simulation **Environment**.

III.4.5. Espace simulation :

Dans l'environnement de simulation, il y a deux vues initiales :

- Le PFD (Process Flow Diagrams) est une représentation graphique du flowsheet montrant les connexions entre les différentes unités de ce dernier.
- Le Workbook possède, des informations sur : Material streams ; Compositions ; Energy streams ; Units Ops.

Les opérations unitaires dans le logiciel HYSYS sont l'ensemble des équipements utilisés dans les industries, pour notre cas nous avons travaillé avec « Pipe Segment ».

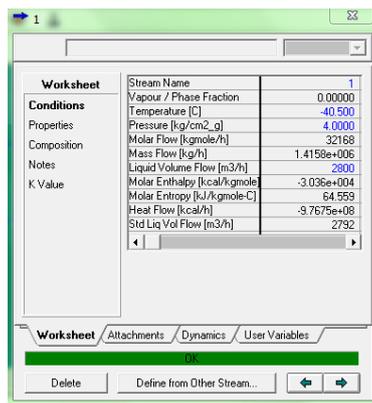
Le Segment de Pipe est utilisé pour simuler les systèmes de pipes existants dans les installations (réseaux de canalisation) par une estimation rigoureuse de perte de charge et de transfert de chaleur.

L'opération « Pipe Segment » offre trois modes essentiels de calcul :

- Calcul de perte de charge (Pressure Drop) ;
- Calcul de la longueur du pipe (Length) ;
- Calcul de débit (Flow)
- Calcul du diamètre

III.4.6. Les étapes de Simulation de pipes segment : [12]

✦ Le flux de matière «stream de matière» alimente un segment de pipe sous les conditions :



Worksheet	
Stream Name	1
Vapour / Phase Fraction	0.00000
Temperature [C]	-40.500
Pressure [kg/cm2_g]	4.0000
Molar Flow [kgmole/h]	32168
Mass Flow [kg/h]	1.4158e+006
Liquid Volume Flow [m3/h]	2900
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-3.036e+004
Molar Entropy [kJ/Kkgmole-C]	64.559
Heat Flow [kcal/h]	-9.7675e+09
Std Liq Vol Flow [m3/h]	2792



✦ Installation de pipe segment en faisant la connections des streams (matière et énergie)

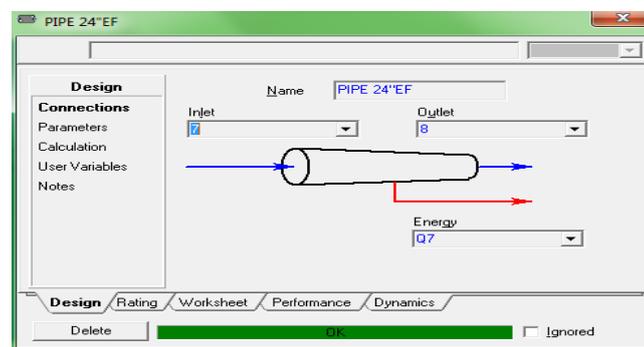


Figure III-6- : Espace simulation 1

✦ En cliquant sur « Rating » pour crée un segment ensuite sur « Add Segment » pour ajouter les caractéristique de pipe installer (longueur, elevation,dimètres,coudes,vannes,...)

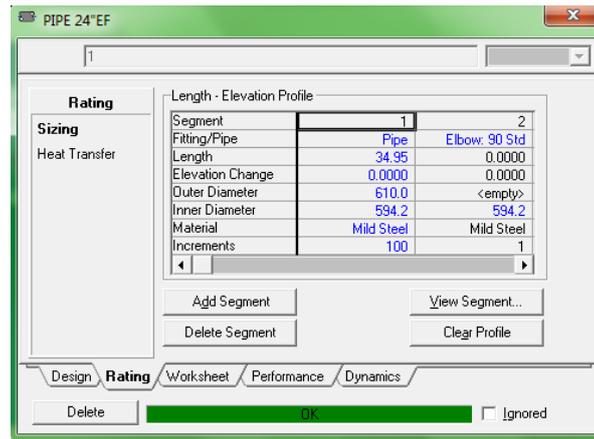


Figure III-7- : Espace simulation 2

- ✦ Les informations cités précédemment parait non suffisantes pour que le pipe segment faire les calculs, pour cela nous avons besoin de préciser le type d'isolation (nature et épaisseur de calorifuge) ainsi que le type d'environnement externe (air,water,ground) et enfin la température ambiante .

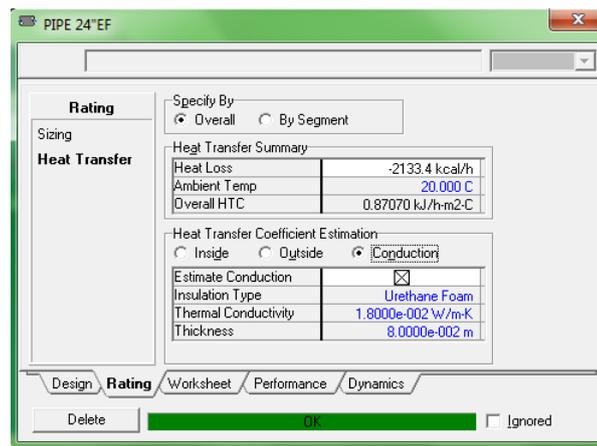


Figure III-8- : Espace simulation 3

- ✦ Penser à sauver de temps en temps.
- ✦ Il ne faut pas oublier de vérifier le « solver », il faut qu'il soit actif pour faire les calculs.



Chapitre IV

Problématique

IV. Problématique :

Pour avoir un bon chargement du propane liquide il faut que sa température soit dans les environs de -41°C jusqu'à -39°C au niveau des bras de chargement; afin d'éviter toute perturbation ou interruption lors du chargement ; mais avec le temps on ne peut pas assurer cette température avec une diminution partielle de l'efficacité du calorifuge ainsi que d'autres contraintes qui provoquent l'augmentation de la température du Propane ; pour cela le département de production a décidé de faire un suivi des températures. Suite à cette augmentation de température du Propane au niveau de la jetée ; on a fait à l'aide du logiciel PHD [13] un suivi des températures au niveau des bacs de stockage basse température et au niveau de la jetée du mois de Janvier jusqu'à Septembre.

Les bacs de stockage C3 réfrigéré et les bras de chargement représentent les deux extrémité de chargement ; pour cela nous avons choisi de suivre l'évolution de la température dans les bacs basse température pour savoir s'il y a un problème de stockage du propane (mauvaise isolation par le bac), aussi au niveau de la jetée pour savoir s'il y a un problème de transport du C3 liquide à travers la ligne de chargement (efficacité du calorifuge).

Nous avons fait ce suivi de température le long de l'année pour voir l'évolution de la température en fonction des différentes saisons (contrainte climatique). [Voir figure IV-1-]

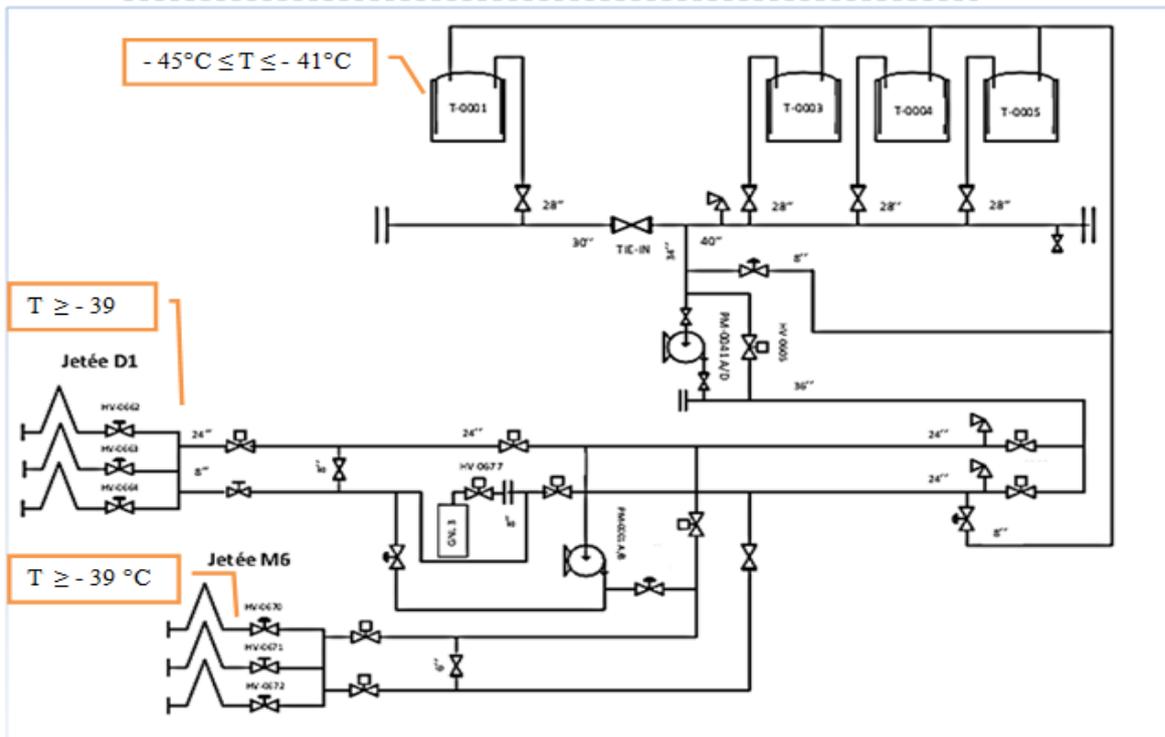


Figure IV-1- : Schéma de chargement de propane

IV. 1. Suivi des températures dans les bacs et la jetée :

Dans cette étape nous avons utilisé le PHD comme source de données pour savoir la variation de température du propane le long de l'année 2016 au niveau des bacs basse température ainsi que les bras de chargement et nous avons rassemblé les résultats dans des tableaux.

Les tableaux suivants montrent l'évolution de la température au niveau des bacs de PROPANE basse température ainsi que les bras de chargement du mois de Janvier jusqu'à septembre 2016.

La première partie du tableau montre la date et les heures de chargement et le navire chargé.

La deuxième partie montre la variation de la température des bacs de PROPANE qui sont en chargement.

La même chose pour les tableaux des températures dans les bras sauf que la deuxième partie du tableau contient la quantité chargée par les navires ainsi que le lieu et les bras de chargement (A/B/C et RV).

Remarque :

Pour un mois par exemple le PHD donne les variations de température à chaque moment dans un jour donné ; pour cela nous avons pris les pics de température où il y'a une variation brusque pour savoir les anomalies tout en respectant la durée de chargement mentionnée dans le registre de quart (LCR).

Les bras de chargement, les navires chargés et la date de chargement sont pris aussi à partir du registre de quart (LCR).

IV. 2. Analyses et commentaires sur les résultats obtenus:

Dans cette partie nous prenons des différents exemples de la première partie où il y a un problème de chargement et nous les comparons avec des chargements où la température au niveau des bras est assez basse (chargement stable) afin de déterminer les principales causes provoquant ce problème.

mars-16									
Date et durée de chargement	navire chargé	Quantité finale TM	T bras A	T bras B	T bras C	bras de charg	lieu de charg	bac de chargement	
								T3	T4
23H:00(09/03/2016)/16h:40(10/03/2016)	REGGANE	12006,8	/	/	-35,5	C/RV	M6		-41,93
					-38,6				-41,58
					-38,4				-42,45
18H:00(13/03/2016)/10h:11(14/03/2016)	GAZ EL KHALEEDJ	11536	-26,5	/	-41,9	A/C/RV	M6		-44,96
			-41,7		-42,4				-44,88
			-31,0		-40,0				-45,75

Tableau IV-1- : Suivre de température du mois de Mars

On remarque que pour les mêmes quantités (≈ 12000 TM), la température de chargement du navire GAZ EL KHALEEDJ (-42°C) est plus basse que celle du REGGANE (-38°C) car le bac T4 (-41°C) est plus chaud que T3 (-44°C). [Voir tableau IV-1-]

avr-16										
Date et durée de chargement	navire chargé	Quantité finale TM	T bras A	T bras B	T bras C	bras de charg	lieu de charg	bac de chargement		
								T1	T3	
21H:05(12/04/2016)/18h:20(13/04/2016)	PRINS MAURITS	2384,33	-34,2	/	/	A/RV	D1		-42,54	-42,9
			-36,7						-42,15	-42,31
			-32,9						-42,65	-42,74

Tableau IV-2- : Suivre de température du mois d'Avril

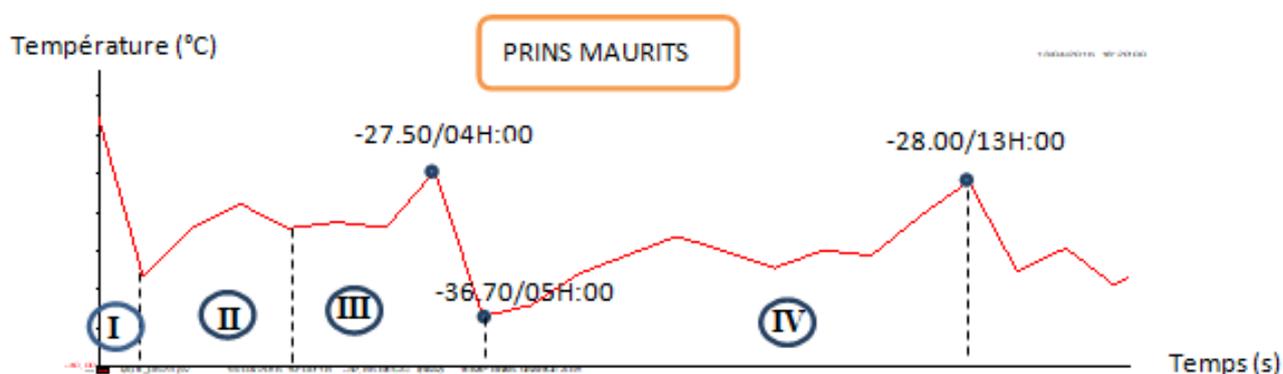


Figure IV-2- : variation de température en fonction du temps

- Dans ce chargement la quantité prise est faible (2384TM) ce qui a provoqué une augmentation de la température dans la jetée (-36°C) [Voir tableau IV-2-]
- Concernant le graphe : la partie (I) représente une diminution de la température à Cause de l'augmentation progressive du débit.
- Dans le premier pic on a une interruption de chargement à 21h50.
- La partie (II) : les lignes de chargements sont en cool down c'est pour cela la température augmente
- La partie (III) : un pic de -27°C à 04h00 à cause de la reprise de chargement puis la température diminue jusqu'à -36°C suite à l'augmentation progressive du débit
- La partie (IV) : on a un pic de température de -28°C à 13h00 à cause de la permutation du bac de chargement T3 (phase I) par le bac T1 (phase III)

févr.-16										
Date et duré de chargement	navire chargé	Quantité finale TM	T bras A	T bras B	T bras C	bras de charg	lieu de charg	bac de chargement		
								T3	T4	T5
14h:35(22/02/2016)/20h:50(22/02/2016)	NAVIGATOR SCORPIO	2000,76	-24,26			A/RV	D1		-42,36	-42,21
			-38,25						-42,36	-42,12
			-38,01						-42,46	-42,68

Tableau IV-3- : Suivre de température du mois de Février

août-16									
Date et duré de chargement	navire chargé	Quantité finale	T bras A	T bras B	T bras C	bras de charg	lieu de charg	bac de chargement	
		TM						T3	T5
09H:55(10/08/2016)/17h:25(10/08/2016)	CLAUDIA GAS	1933,61	-36,5	/	/	A	D1	-45,33	
			-36,5					-45,18	
			-32,7					-46,14	

Tableau IV-4- : Suivie de température du mois d’Aout

Nous avons deux chargements pris dans deux saisons différentes (hiver, été) avec les mêmes quantités chargées ($\approx 2000\text{TM}$) ; la perte thermique entre les bacs et les bras de chargement du mois d’août est plus élevée ($\Delta T=10^{\circ}\text{C}$) que celle du mois de février ($\Delta T=4^{\circ}\text{C}$). [Voir tableau IV-3-, IV-4-]

sept-16										
Date et duré de chargement	navire chargé	Quantité finale	T bras A	T bras B	T bras C	bras de charg	lieu de charg	bac de chargement		
		TM						T1	T3	T4
23H:30(16/09/2016)/09h:50(17/09/2016)	NAVIGATOR GLORY	2798,73	/	/	-35,0	A/C/RV	D1			-42,21
					-35,4					-42,13
					-32,6					-42,24

Tableau IV-5- : Suivie de température du mois de Septembre

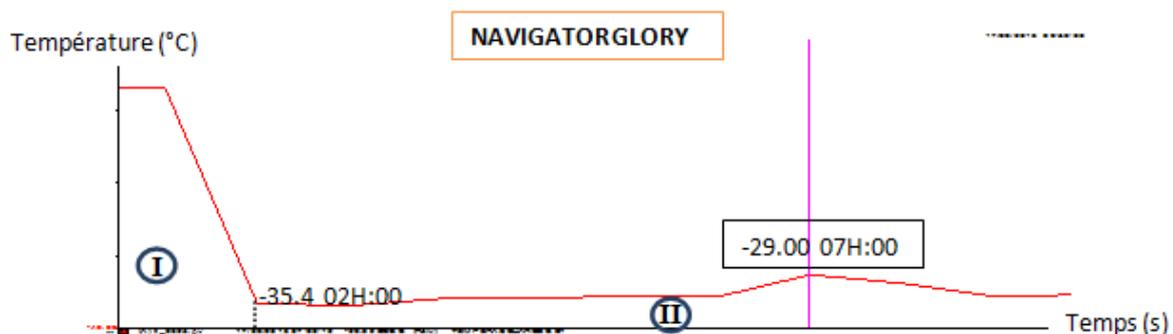


Figure IV-3- : graphique de variation de température en fonction du temps

- Dans ce chargement la quantité prise est faible (2798TM) ce qui a provoqué une augmentation de la température dans la jetée (-35°C). [Voir Tableau IV-5-]

- La partie (I) du graphe représente une diminution de la température à cause de l'augmentation progressive du débit La partie (II) : on a un pic de température de -29°C à 07h00 à cause de la permutation du bac de chargement T1 (phase III) par le bac T4 (phase I)

Février-juillet										
Date et duré de chargement	navire chargé	Quantité finale TM	T bras A	T bras B	T bras C	bras de charg	lieu de charg	bac de chargement		
21H:25(23/07/2016) /20h:20(25/07/2016))	BW ENERGY	46424	\	-35,7	-32,9	B/C/RV	M6	-47,03	-42,52	-42,85
				-41,9	-42,1			-46,07	-42,61	-43,31
				-39,8	-40,0			-46,93	-42,95	-45,95
16h:45(26/02/2016) / 20h:10(27/02/2016)	SALTRA M	46200,4	-33,76	\	-24,63	A/C/RV	M6	-44,86	-41,70	-42,26
			-42,48		-42,27			-43,52	-41,72	-42,29
			-39,24		-39,08			-46,29	-42,18	-43,37

Tableau IV-6- : Suivie de température du mois de février jusqu'à le mois de juillet

Dans les deux chargements ci-dessus la température au niveau des bras est de -42 °C à cause de la grande quantité chargée par les deux navires (environ 46000 TM). [Voir tableau IV-6-]

Mai-aout									
Date et duré de chargement	navire chargé	Quantité finale	T bras A	T bras B	T bras C	bras de charg	lieu de charg	bac de chargement	
		TM						T3	
19H:25(22/06/2016)/ 23h:35(22/06/2016)	GAS PALMYRA	1056,67	\	\	-33,1	C	D1	-44,56	
					-33,3			-44,55	
					-31,8			-44,72	
09H:55(10/08/2016)/ 17h:25(10/08/2016)	CLAUDIA GAS	1933,61	\	\		A	D1	-45,33	
					-36,5			-45,18	
					-32,7			-46,14	

Tableau IV-7- : Suivie de température du mois de mai jusqu'à le mois d'aout

Les deux navires CLAUDIA GAS et GAS PALMYRA chargées par des faibles quantités (1933 et 1056 TM) ce qui a provoqué une augmentation de la température au niveau des bras. [Voir tableau IV-7-]

IV.3. les principales causes de cette augmentation de température :

D'après les analyses précédentes nous pouvons dire que les principales causes de l'élévation de la température au niveau des bras de chargement sont :

- Faible quantité chargée par le navire : cela provoque une évaporation importante du propane liquide et par conséquent on a un écoulement bi phasique dans la ligne ce qui accélère l'échauffement du produit.
- Indisponibilité des LV de dégazage : la pression augmente dans la ligne engendrant un freinage du liquide et l'échauffement du produit.
- Emplacement de jetée et male posée (la langue distances entre les bacs et les bras de chargement)
- Température du bac de stockage élevée : avec la longueur de la ligne et les pertes Thermiques le produit s'échauffera dans la jetée.
- Permutation des bacs d'une phase à une autre au cours du chargement : les lignes des bacs de la même phase restent froides à cause de la circulation du liquide durant le chargement par contre l'autre phase s'échauffe.
- Perte thermique sur la ligne de chargement : cela signifie qu'il y'a une diminution de l'efficacité du calorifuge.
- Variation de la composition du propane provenant des trains : une augmentation de la teneur de C4 dans le propane engendre une élévation de sa température (vis versa).

IV.4. Propositions :

IV.4.1. Faible quantité :

IV.4.1.a. Disposer les LV de dégazage : afin de libérer la ligne des vapeurs qui gênent l'écoulement du C3 liquide ; mais actuellement les LV ne sont pas disponibles alors on travaille avec les vannes de by passe. (Voir figure IV-4-.)

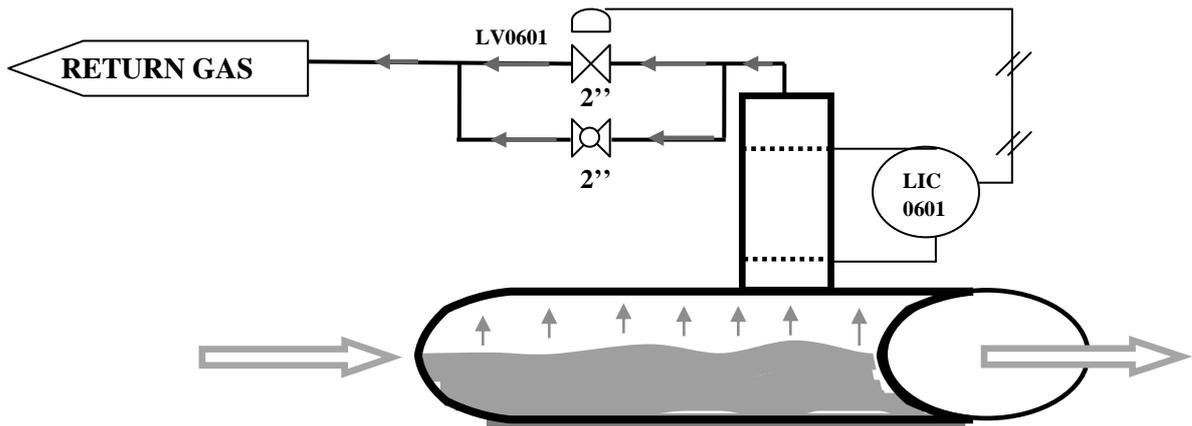


Figure IV-4- : rôle des LV de dégazage

IV.4.1.b. chargement par une seule ligne :

Cela correspond au cas actuel ; avec la fermeture des HV 620 et 667 dans M6 ou (vanne manuelle 8" D1) ; et l'ouverture de la vanne manuelle 6" située dans la jetée M6 (ou 8" D1) et la HV 621 du retour de circulation. (Voir figure IV-5-)

IV.4.1.c. Température élevée dans les bacs : (Voir figure IV-6-]

Pour avoir une température plus basse dans les bacs il faut :

- Augmenter le débit reliquifié par l'alignement d'un nombre suffisant des compresseurs BOG.
- Utiliser le système d'arrosage pour le refroidissement interne des bacs

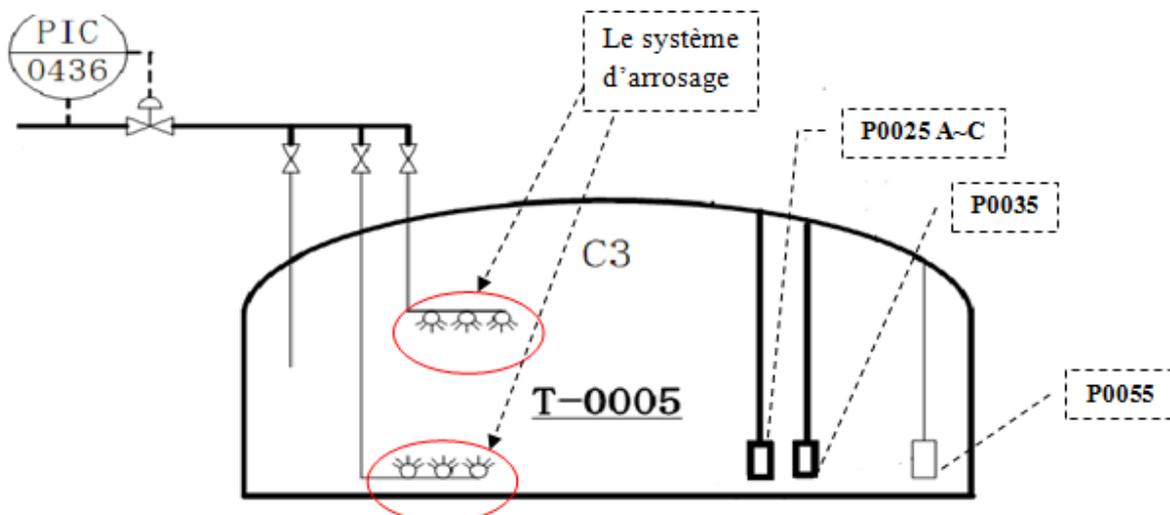


Figure IV-6- : Système de refroidissement interne des bacs

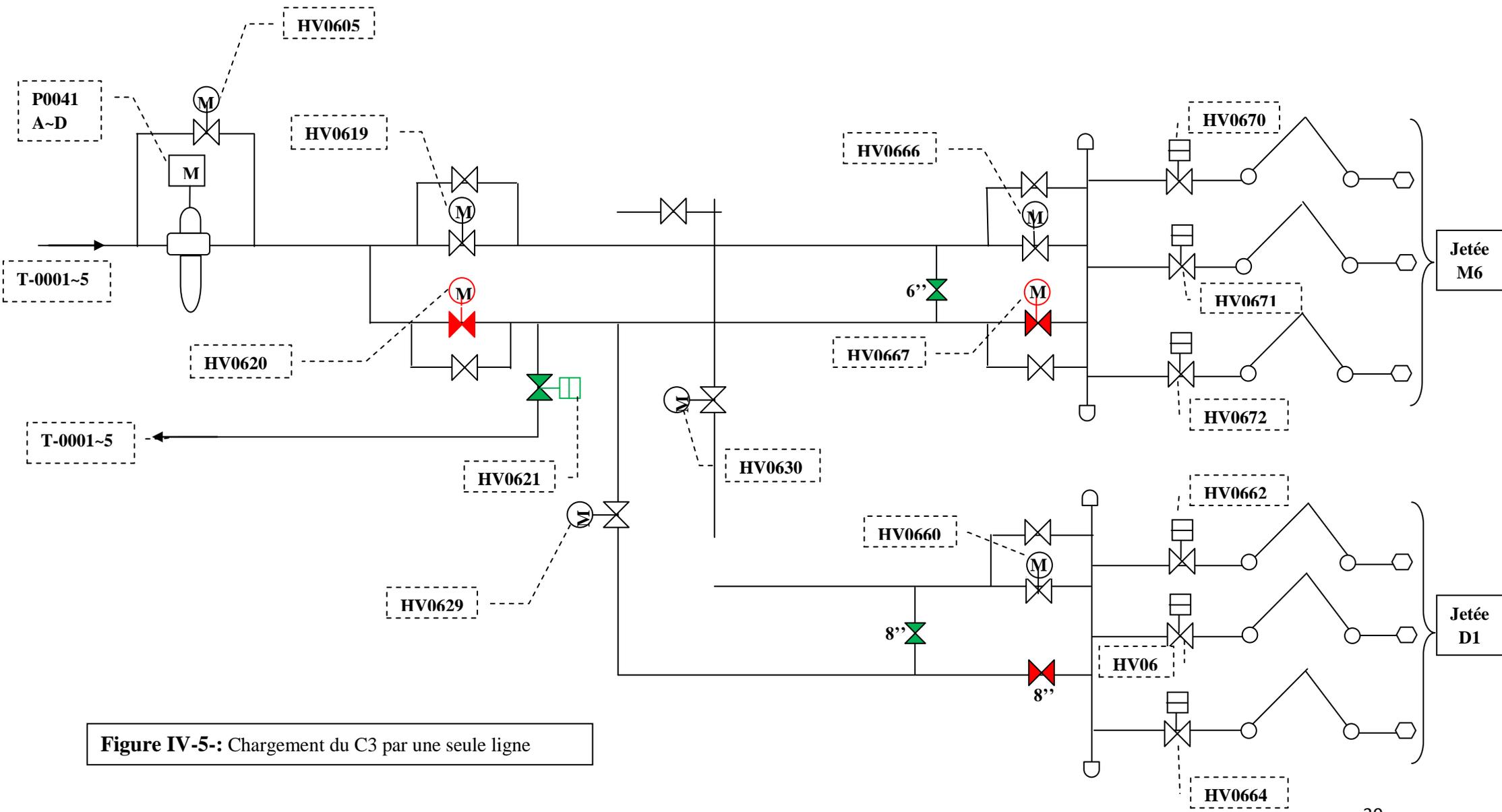


Figure IV-5-: Chargement du C3 par une seule ligne

IV.4.1.d. Permutation d'une phase à une autre :

Il faut prévoir toujours une permutation des bacs de la même phase en assurant des niveaux suffisants du C3 liquide pour le chargement. (Voir figure IV-7-)

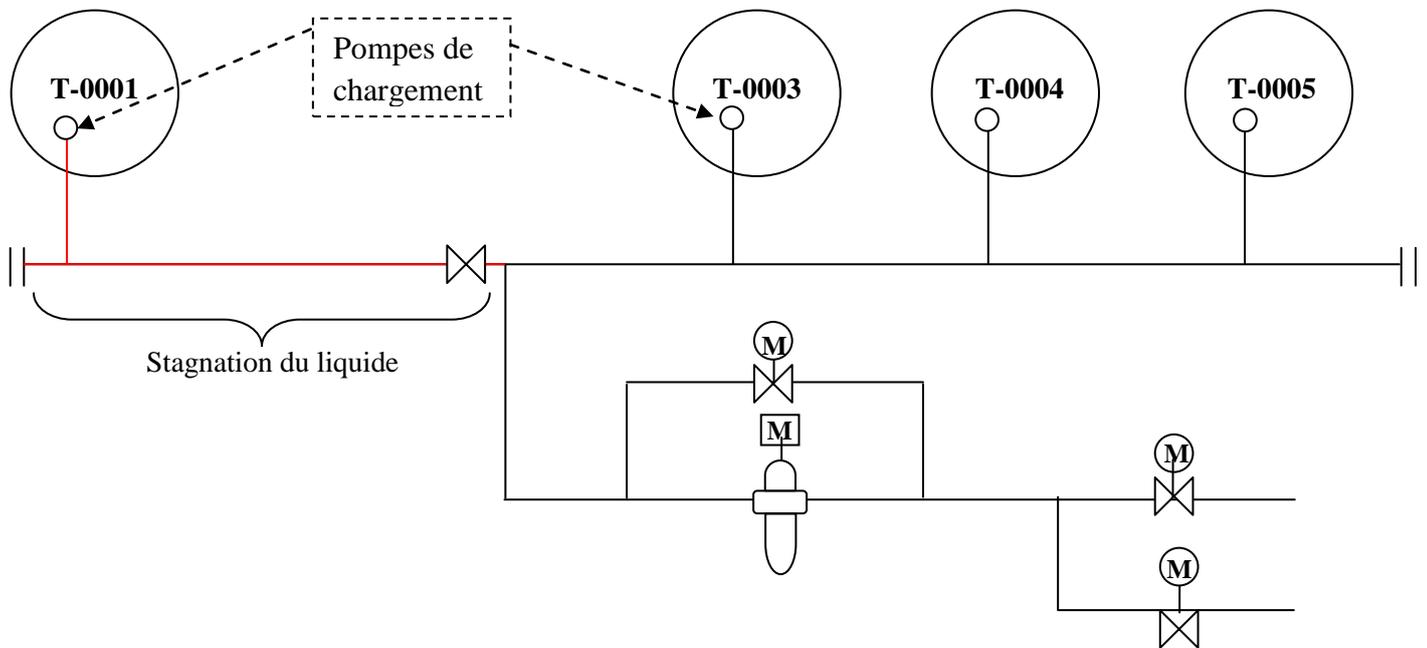


Figure IV-7- : Augmentation de LA température lors d'une permutation

IV.5. Optimiser la solution convenable et étudier cette dernière :

Ce travail nous a permis de définir les principales causes de l'échauffement du propane lors d'un chargement par navire en suivant les variations de la température dans les bacs et au niveau des bras de chargement.

Nous avons vu que le calorifuge, les LV de dégazage, le débit de chargement, la température et la composition du propane venant des trains ainsi que les conditions climatique jouent un rôle primordiale sur la variation de la température de chargement du propane liquide.

Nous avons proposé de faire un chargement par une seule ligne surtout pour un faible débit tout en travaillant avec les by passe des LV de dégazage pour éviter l'écoulement biphasique en présence des vapeurs.

Le maintien des bacs sous froid est nécessaire à l'aide du système d'arrosage ainsi que le reliquifié.

Enfin, nous pouvons dire que ces solutions proposées minimisent le problème de l'échauffement du propane lors d'un chargement mais cette étude n'est pas complète ; et cela a fait l'objet de faire une étude de faisabilité pour l'installation d'une autre ligne de chargement (**dédoublément de la ligne**) pour la maintenance et pour avoir une redondance des lignes de chargement subit par son étude technico-économique.

Parmi les principales causes qui nous ont poussés de choisir cette solution convenable, et faire une étude dimensionnelle des pipes installées est :

- ✓ L'impossibilité de la maintenance des lignes existant (la maintenance des lignes provoque l'arrêt de chargement par conséquences l'arrêt des trains ;et ça coût l'entreprise des pertes financière importante).
- ✓ Depuis le premier chargement navire qui a été le 20février 1984 les installations de la zone chargement navire n'a pas été renouvelée.
- ✓ les clients cherchent toujours que le produit chargé soit dans les normes de pression et de température pour éviter toute perturbation lors de transport.

IV.6. Description du projet « dédoublément de la ligne de chargement » :

Le projet consiste à faire une étude de faisabilité pour l'installation d'une nouvelle ligne de chargement, pour résoudre ce problème d'augmentation de température , car cette dernière va faciliter les opération de maintenance des lignes existantes en assurant la continuité de l'exploitation (le chagement des navires) sans arrêter les trains de production à savoir : un circuit pour le chargement du propane ou le BuPro ou bien un circuit pour le chargement du butane.

Cette nouvelle ligne fera partie intégrante des 2 systèmes de chargement navires en produit propane et butane réfrigérés existants au niveau du complexe GP1/Z et assure le chargement des produits commerciaux à partir des jetées suivantes :

- Jetée M6 : capacité normale de chargement : 10 000 m³/h
- Jetée D1 : capacité normale de chargement : 4000 m³/h

La nouvelle ligne de chargement sera dimensionnée pour véhiculer les produits Propane Butane et le BuPro ainsi le retour circulatoïn Cool Down.



Chapitre V

Partie simulation

Introduction :

Pour effectuer cette étude nous allons faire une étude de simulation des lignes (existantes et les nouveaux tronçons à installés) et optimiser le débit et le diamètre des pipes installés.

- Il faut commencer d'abord , par une simulation par HYSYS de cas existant (pour notre cas nous avons travaillé avec un débit de 2800 m³/h, un chargement vers D1) et comparer les résultats de logiciel avec des bilans de matière donner par le désigne.
- Ensuite, nous allons faire une optimisation de débit et de diamètre de la nouvelle ligne de maintenance pour cela nous allons faire une simulation de quatre cas avec différents débits et diamètres.
- Après avoir déterminé le débit et les diamètres des pipes nous allons faire la simulation de la nouvelle ligne dans le cas de chargement simultané avec les débits et les diamètres déterminés et nous allons calculer alors les pertes de charges et faire un dimensionnement de la nouvelle ligne (on déterminant la vitesse d'écoulement).
- Il faut aussi faire la simulation de **cas cool Down** avec un débit de **500 M³/H**.
- Et enfin nous avons fait une étude technico-économique de ce projet qui est au cours de réalisation.

V.1. Etude de cas existant :**V.1.1. Les données :**➤ Lignes de chargement

		Tag	Diamètre
Ligne existantes	Route maritime	24'' PL 0613 D1W	24''
		24'' BL 0616 D1W	
	Jetée M6	24'' PL 0613 D1W	24''
		24'' BL 0616 D1W	
	Jetée D1	8'' PL 0640 D1W	8''
		8'' BL 0641 D1W	

Tableau V -1- : lignes de chargement➤ Bras de chargement

PARAMETRE	Jetée M6		Jetée D1	
	Bras de chargement	Bras de retour vapeur	Bras de chargement	Bras de retour vapeur
Débit nominal	3340 m ³ /h	38.4 t/h	1340 m ³ /h	18.2 t/h

Pression de service (Kg/cm²g)	0.5 à 1.7	0.12 à 0.16	0.5 à 1.7	0.12 à 0.16
Température de service (°C)	-3 à -48	-3 à -46	-3 à -48	-3 à -46

Tableau V -2- : Bras de chargement➤ Pompe de chargement

PRODUIT	Capacité (m³/h)	Température de pompage (°C)	Pression d'aspiration (Kg/Cm²g)	Pression différentielle (Kg/Cm²g)
PROPANE	1680	-41 à -48	0.91	5.07
BUTANE	1680	-3 à -19	0.93	5.2

Tableau V -3- : Pompes de chargement➤ Température des produits réfrigérés

La température des produits réfrigérés dépend de leurs compositions :

PRODUIT	DESIGN (°C)	ACTUELLE (°C)
PROPANE	-41 à -48	-41
BUTANE	-3 à -19	-3

Tableau V -4- : Température des produits finis➤ Composition des produits réfrigérés

Propane commercial :

Composition	NGPA	spécifications	Réel
C2	4.80	≤ 2% en mole	0.79
C3	92.97	> 97% en mole	99.01
i-C4	1.74	< 1%	0.18
n-C4	0.49		0.02

Tableau V-5- : Composition de PROPANE commercial

Butane commercial :

Composition	NGPA	spécifications	Réel
C3	Max 22.00	$\leq 1\%$ en mole	0.99
i-C4	solde	$\geq 97.25\%$ en mole	36.35
n-C4	-		61.64
i-C5	Max 1.75	$\leq 1.75\%$ en mole	-

Tableau V-6- : Composition de BUTANE commercial

V.1.2. Longueurs et élévations lignes C3 :

Canalisation	Diamètre extérieur (mm)	diamètre intérieur (mm)	longueur (m)
collecteur 40"	1016	996,96	706
collecteur 34"	864	848,16	55
collecteur 36"	914	894,96	130
(1) ligne 24" Route maritime- Dispatch	610	594,16	1977
(1) ligne 24" Dispatch-jetée M6	610	594,16	685
(2) ligne 24" Route maritime- Dispatch	610	594,16	1977
(2) ligne 24" Dispatch-jetée D1	610	594,16	755

Tableau V-7- : Longueurs et diamètres des lignes

- ✓ **Tronçon 40" (A, B) :**
 - Débit = 10000 m³/h.
 - Longueur = 596400 mm.
 - Elévation point A = EL +3100 mm.
 - Elévation point B = EL +7500 mm.
 - Coudes 90° = 02.
- ✓ **Tronçon 40" (C, D) :**
 - Débit = 10000 m³/h.
 - Longueur = 110000 mm.
 - Elévation point C = EL +3100 mm.
 - Elévation point D = EL +500 mm.

- Coudes 90° = 02.
- Tee 40" = 01.
- Vanne 40" = 01.
- Réduction 40"/36" = 01.
- ✓ **Tronçon 34"** :
 - Vanne BY-PASS 34" = 01.
 - Longueur = 55m
- ✓ **Tronçon 36" (D, E)** :
 - Débit = 10000 m³/h.
 - Longueur = 98600 mm.
 - Elévation point D = EL +500 mm.
 - Elévation point E = EL +500 mm.
 - Débitmètre 36" = 01.
 - Réduction 36"/24" = 01.
 - Vanne 36" = 01.

V.1.3. Validité le modèle de simulation :

- Simulation de cas existant [voir FigureV-1-]

V.1.3.a. Description de circulation de produit finis :

Dans ce cas nous avons simulé un chargement de produit réfrigéré « PROPANE » vers la jetée D1 avec :

- un débit maximum d'exploitation de **2800 m³/h**
- une pression de 4 Kg/Cm²g
- une température de -40.5 °C

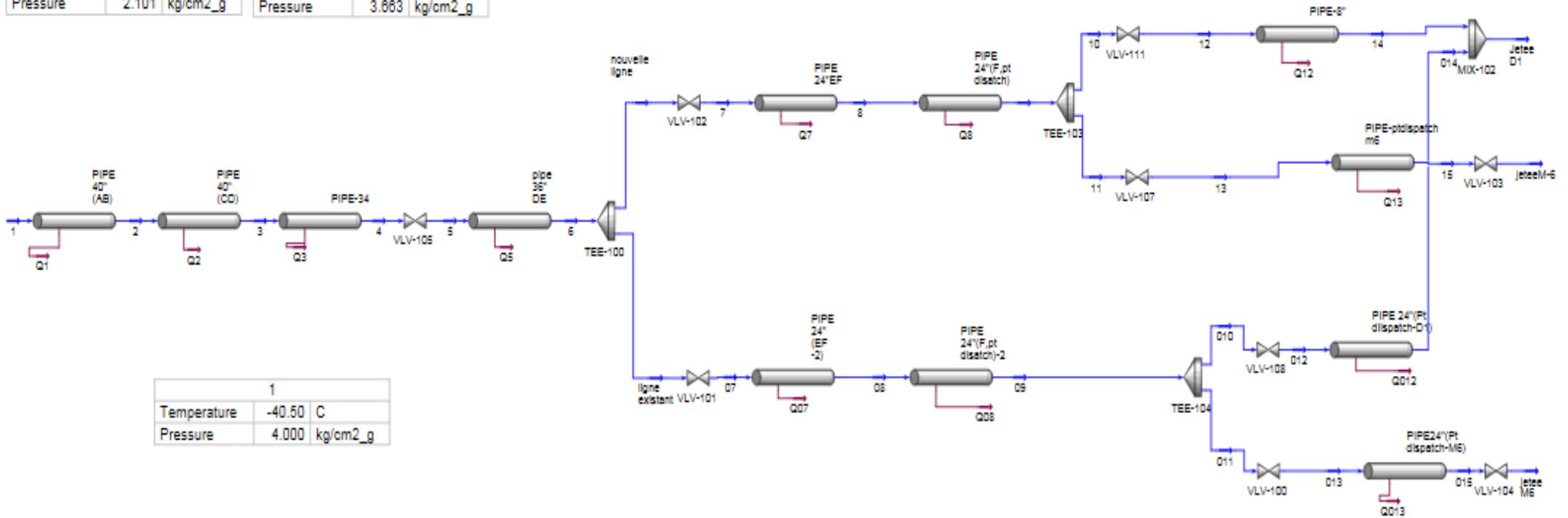
7	
Temperature	-40.44 C
Pressure	3.389 kg/cm2_g

07	
Temperature	-40.44 C
Pressure	3.389 kg/cm2_g

014	
Temperature	-40.30 C
Pressure	2.101 kg/cm2_g

5	
Temperature	-40.46 C
Pressure	3.663 kg/cm2_g

1	
Temperature	-40.50 C
Pressure	4.000 kg/cm2_g



FigureV-1- : Simulation de cas existant

Nous avons commencé à simuler à partir de collecteur commun qui est le pipe de diamètre 40'' en passant directement par le by basse de diamètre 34'' sans passer par les pompes boosters (on rappelle que l'on peut obtenir un débit de chargement de 3300 m³/h environ à la jetée D1 sans qu'il soit nécessaire de faire appel aux pompes booster à condition que la jetée M6 est en repos). Le « PROPANE » est donc divisé dans deux pipes de diamètres de 24'' (**route maritime**) jusqu'à l'arriver au point dispatch dont le produit finis va se changer de circuit donc il va passer par deux lignes de 24'' et 8'' jusqu'à les bras de chargement de la jetée D1.

NB : le point dispatch correspond au point où le produit réfrigéré sera acheminé soit vers la jetée M6 ou bien D1.

Le schéma suivant explique le circuit de PROPANE en commençant de pipe de 40'' jusqu'à la jetée D1 :

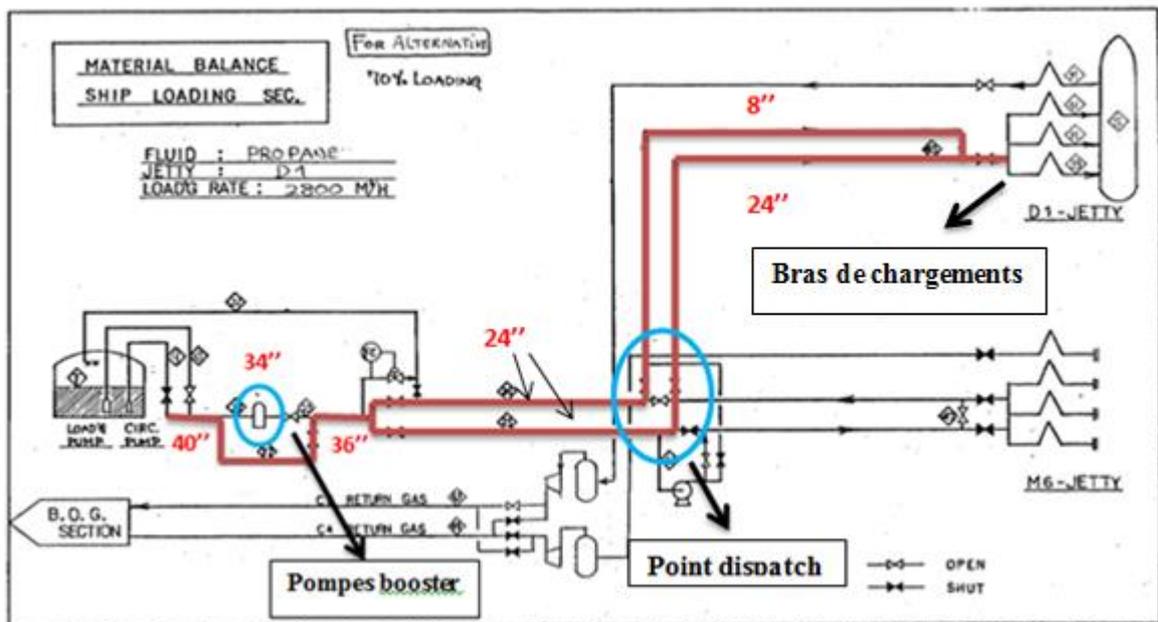


Figure V-2- : Schéma de circuit de PROPANE

Pour valider notre modèle de simulation nous allons le comparer avec le bilan de matière suivant :[13]

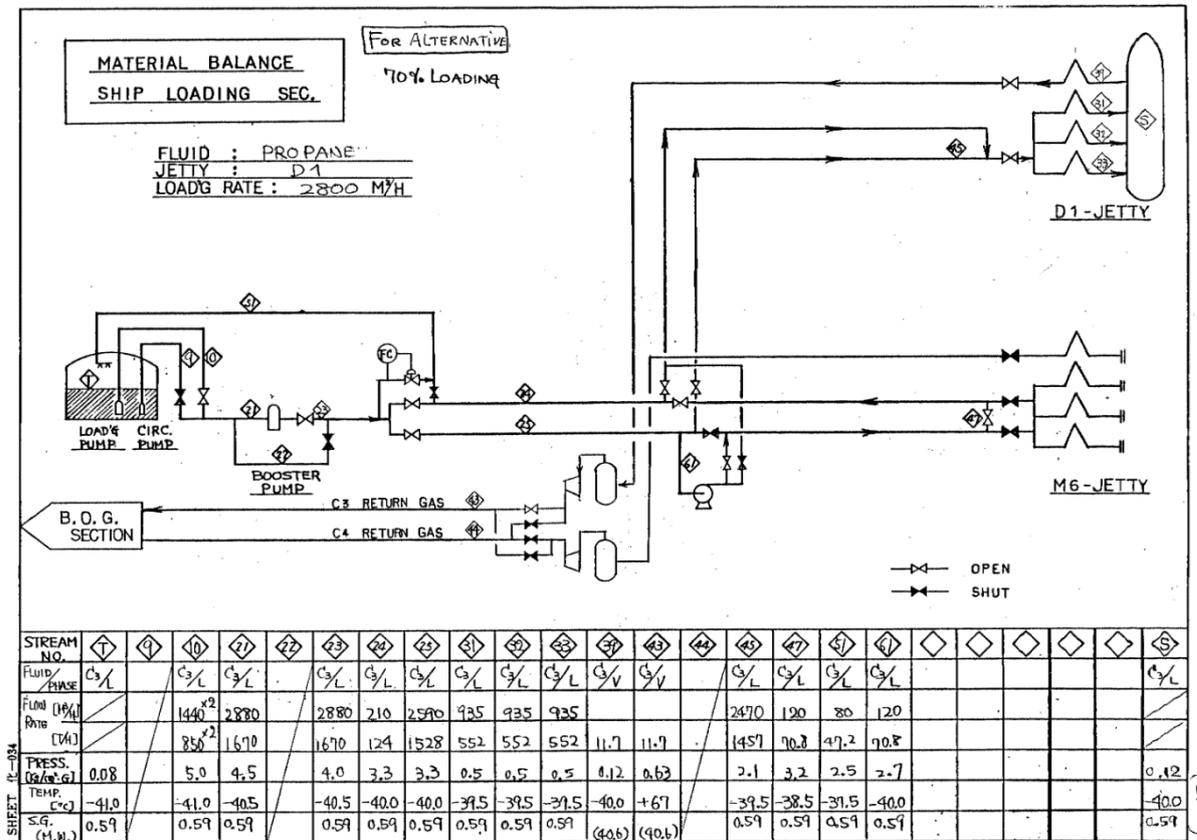


Figure V-3- : Bilan de matière d'un cas de chargement vers jetée D1 [14]

• **Résultats de simulation :**

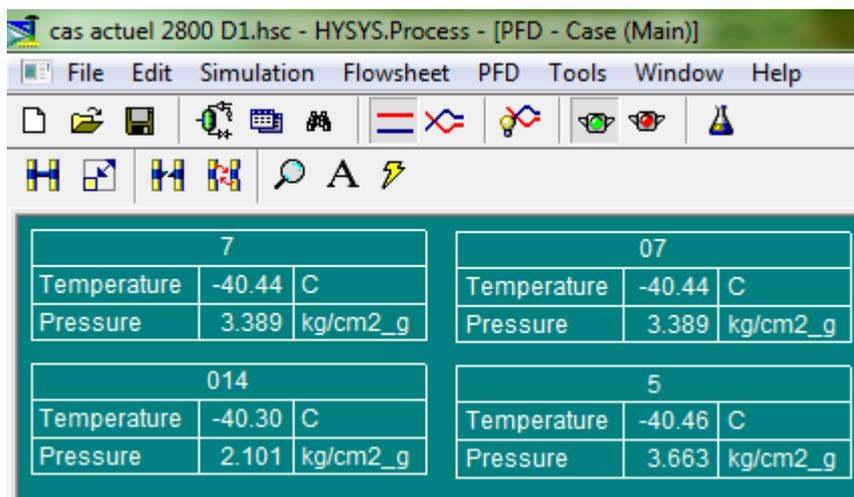


Figure V-4- : Résultat de simulation [voir annexe 2]

V.1.3.b. Interprétation des résultats :

D'après la simulation de cas actuelle, les résultats de logiciel HYSYS paraissent adéquats avec celle de bilan de matière de désigne, notamment pour les pressions ainsi que pour les températures.

Le Stream (5) dans la simulation correspond au Stream (23) de bilan de matière, ainsi, les Stream (7) et (07) correspondent aux deux pipes de qui sont les Streams (24),(25) de bilan de matière successivement . Le Stream (45) de bilan de matière correspond au Stream (014) de la simulation.

Selon la comparaison, les résultats de simulation s'approchent exactement avec les données de bilan de matière, et donc nous constatons que notre modèle est valide pour étudier la solution.

V.2. Simulation des quatre cas proposés pour une configuration optimale de la nouvelle ligne :

La réalisation de la nouvelle ligne de chargement navires en produits finis réfrigérés a pour but d'assurer la continuité de l'exploitation lors des opérations de maintenance de chacune des 4 lignes de chargement navires existantes au niveau du complexe GP1/Z.

La configuration envisagée par le complexe GP1/Z pour le transfert des produits réfrigérés aux terminaux jetées, a fait l'objet d'une analyse dans le but d'obtenir une configuration optimale qui permet de transférer les produits réfrigérés vers les terminaux jetées D1 et M6 dans les meilleures conditions, donc, on va analyser différents cas de configuration de la nouvelle ligne de chargement (choix de débit et diamètre) pour le transfert des produits finis aux terminaux jetées D1 et M6.

V.2.1. Les critères sur lesquels nous avons choisi les débits et les diamètres proposés :

V.2.1.a. Vérification de la vitesse d'écoulement :

Pour le dimensionnement des lignes le diamètre doit répondre aux critères suivants :

- ✓ la vitesse d'écoulement du fluide dans la canalisation doit être inférieure à la vitesse d'érosion : $V_{\text{écoulement}} < V_{\text{érosion}}$

- ✓ perte de charge minimale ;

La vitesse à prendre en considération est **la vitesse d'érosion** donnée par **la norme API 14 E**

La valeur moyenne de la vitesse d'érosion pour le PROPANE est : **$V_e = 6.26$ m/s** et la vitesse d'écoulement ne doit pas dépasser les **6 m/s**.

❖ Résultats :

la nouvelle ligne sera installée à partir de pipe de 36'' en suivant le chemin de la route maritime jusqu'à les deux jetées. Le débit de pipe de 24'' sera donc **5000 m³/h** dans le cas de chargement vers jetée M6 et **2000 m³/h** lors de chargement vers D1..

Afin de minimiser les pertes de charges de la nouvelle ligne de chargement navires , un diamètre inférieur à **24''** sera recommandé pour le tronçon route maritime ; sur la base de ces données nous pouvons donc calculer les diamètres que l'on propose pour faire notre étude.

V.2.1.b.Calcul de vitesse d'écoulement :

Nous allons calculer la vitesse d'écoulement selon de la loi suivante :

$$Q = \text{vitesse} * \text{la section}$$

Ligne existant 24'' :

Débit (m³/h)	5000
Diamètre (m)	0,6096
Section (m²)	0,291715546
Vitesse (m/s)	4,761106872

La vitesse d'écoulement est de: **4.76 m/s < 6 m/s**

L'idée d'installation d'une nouvelle ligne de chargement est basée sur la réduction de diamètre des pipes (La faible quantité chargée par le navire provoque une évaporation du produit). pour cela nous proposons de faire des différents cas de simulations avec différents diamètres.

Nous allons choisir les dimension de nouveau pipe de la route maritime de tel façon qu'on va fixé la vitesse en modifiant le débit pour avoir le diamètre optimal.

Les résultats sont représentés dans le tableau suivant :

ligne 24'' (existante)		ligne X (à dimensionner)		ligne X (à dimensionner)	
Débit (m3/h)	5000	Débit (m3/h)	2000	Débit (m3/h)	3000
Diamètre(m)	0,6096	Vitesse (m/h)	17139,98474	Vitesse (m/h)	17139,98474
Section (m2)	0,291715546	Vitesse (m/s)	4,761106872	Vitesse (m/s)	4,761106872
Vitesse (m/h)	17139,98474	Section (m2)	0,116686218	Section (m2)	0,175029327
Vitesse (m/s)	4,761106872	Diamètre(m)	0,385544892	Diamètre (m)	0,47219413
		Diamètre (mm)	385,5448923	Diamètre (mm)	472,1941296

Nominal pipe size	
16''	406,4mm
18''	457mm
20''	508mm

Tableau V-8- : Résultats de choix de débit et diamètre [15]

Les diamètres **385.54 mm**, **472.194mm** s'approche au diamètre de **16''** et **20''** respictivement.

On conclue que le diamètre de nouveau pipe de la route maritime sera modifié de **16''** jusqu'à **20''**(**16''** ; **18''** ;**20''**).

Les diamètres des tronçons point dispatch vers M6 et vers D1 sont maintenu respictivement à **8''** et **14''** à cause de l'encombrement des tuyauteries.

V.2.2. les différents cas de Simulations proposées :[voir annexe 2]

L'étude de faisabilité préliminaire de la nouvelle ligne de chargement est réalisée sur la base de la considération technique suivante :

Le débit maximum d'exploitation est $7500 \text{ m}^3/\text{h}$ réparti comme suit :

- Débit de chargement vers jetée M6 : $5000 \text{ m}^3/\text{h}$ (deux bras).
- Débit de chargement vers jetée D1 : $2500 \text{ m}^3/\text{h}$ (deux bras).

La simulation de la nouvelle ligne de chargement navire a été effectuée avec le logiciel « ASPEN HYSYS »

Cette simulation est basée sur les considérations techniques suivantes :

- La ligne de chargement 24'' de la jetée D1 est en maintenance.
- Chargement du propane ou du butane réfrigéré vers les jetées D1 et M6 simultanément.

La simulation va comprendre plusieurs cas de figures citées ci-dessous.

➤ **1^{er} cas : [voir annexe 2]**

Dans ce cas la configuration d'exploitation est basée sur les considérations techniques suivantes :

- ✓ Le débit maximum d'exploitation est 7500 m³/h réparti comme suit :
 - Débit vers ligne 24'' existant : 5000 m³/h ;
 - Débit d'exploitation du nouveau tronçon : 2500 m³/h ;

Les paramètres de calculs sont :

Débit maximum d'exploitation	7500 m ³ /h
Débit de chargement vers jetée M6	5000 m ³ /h
Débit de chargement vers jetée D1	2500 m ³ /h
Roue maritime 16''	
Débit vers ligne 24'' existante	5000 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 16'' route maritime	2500 m ³ /h
Jetée M6 (deux bras)	
Débit vers ligne 24'' existante jetée M6	4400 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 8'' jetée M6	600 m ³ /h
Jetée D1 (deux bras)	
Débit vers ligne 8'' existante jetée D1	600 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 14'' jetée D1	1900 m ³ /h

Tableau V-9- : Les débits de la 1ère simulation

➤ **2^{ème} cas : [voir annexe 2]**

Dans ce cas la configuration d'exploitation est basée sur les considérations techniques suivantes :

- ✓ Le débit maximum d'exploitation est 6400 m³/h, réparti comme suit :
 - Débit vers ligne 24'' existant : 5000 m³/h ;
 - Débit d'exploitation du nouveau tronçon : 1400 m³/h ;

Les paramètres de calculs sont :

Débit maximum d'exploitation	6400 m ³ /h
Débit de chargement vers jetée M6	5000 m ³ /h
Débit de chargement vers jetée D1	1400 m ³ /h
Route maritime 16''	
Débit vers ligne 24'' existante	5000 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 16'' route maritime	1400 m ³ /h
Jetée M6 (deux bras)	
Débit vers ligne 24'' existante jetée M6	4600 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 8'' jetée M6	400 m ³ /h
Jetée D1 (deux bras)	
Débit vers ligne 8'' existante jetée D1	400 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 14'' jetée D1	1000 m ³ /h

Tableau V-10- : Les débits de la 2eme simulation

➤ **3^{ème} cas : [voir annexe 2]**

Dans ce cas la configuration d'exploitation est basée sur les considérations techniques suivantes :

- ✓ Le débit maximum d'exploitation est 7500 m³/h réparti comme suit :
 - Débit vers ligne 24'' existant : 5000 m³/h ;
 - Débit d'exploitation du nouveau tronçon : 2500 m³/h ;

Les paramètres de calculs sont :

Débit maximum d'exploitation	7500 m ³ /h
Débit de chargement vers jetée M6	5000 m ³ /h
Débit de chargement vers jetée D1	2500 m ³ /h
Roue maritime 18''	
Débit vers ligne 24'' existante	5000 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 18'' route maritime	2500 m ³ /h
Jetée M6 (deux bras)	
Débit vers ligne 24'' existante jetée M6	4400 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 8'' jetée M6	600 m ³ /h
Jetée D1 (deux bras)	
Débit vers ligne 8'' existante jetée D1	600 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 14'' jetée D1	1900 m ³ /h

Tableau V-11- : Les débits de la 3eme simulation

➤ **4^{ème} cas : [voir annexe 2]**

Dans ce cas la configuration d'exploitation est basée sur les considérations techniques suivantes :

- ✓ Le débit maximum d'exploitation est 6400 m³/h réparti comme suit :
 - Débit vers ligne 24'' existant : 5000 m³/h ;
 - Débit d'exploitation du nouveau tronçon : 1400 m³/h

Les paramètres de calculs sont :

Débit maximum d'exploitation	6400 m ³ /h
Débit de chargement vers jetée M6	5000 m ³ /h
Débit de chargement vers jetée D1	1400 m ³ /h
Roue maritime 20''	
Débit vers ligne 24'' existante	4650 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 20'' route maritime	1750 m ³ /h
Jetée M6 (deux bras)	
Débit vers ligne 24'' existante jetée M6	4550 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 8'' jetée M6	450 m ³ /h
Jetée D1 (un seul bras)	
Débit vers ligne 8'' existante jetée D1	100 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 14'' jetée D1	1300 m ³ /h

Tableau V-12- : Les débits de la 4ème simulation

❖ **Interprétation des résultats :**

➤ **1^{er} cas :**

Dans cette agencement préliminaire (tronçon route maritime 16''/ tronçon jetée M6 8''/ tronçon jetée D1 14'') et avec un débit de 7500 m³/h ; la pression de refoulement s'avère insuffisante pour envoyer les produits réfrigérés vers les deux jetée D1 et M6.

➤ **2^{ème} cas :**

Avec un débit maximum de chargement de 6400 m³/h répartie vers les deux jetées (5000 m³/h vers M6 et 1400 m³/h vers D1) : le propane est envoyé vers la jetée D1 avec une pression très faible.

Par conséquent un diamètre de 16'' le long de la ligne route maritime n'est pas suffisant pour vaincre les pertes de charges, le transfert des produits réfrigérés vers la jetée D1 n'est pas possible.

➤ **3^{ème} cas :**

En augmentant le diamètre du tronçon route maritime à 18'', et en diminuant le débit à 6400 m³/h, soit 5000 m³/h vers la jetée M6 et 1400 m³/h vers la jetée D1 (deux bras de chargement 700 m³/h), le propane n'est pas acheminés vers les terminaux jetées (M6).

➤ **4^{ème} cas :**

Dans cette configuration nous avons déterminé le débit maximum de chargement possible pour le propane lors du chargement simultané des deux jetées M6 et D1.

Il est possible d'obtenir un débit de 5000 m³/h à la jetée M6 en diminuant le débit de la jetée D1 à 1400 m³/h le débit total de chargement sera donc **6400 m³/h**.

○ **Conclusion :**

D'après les résultats de ces simulations , le cas n°4 représente le cas optimal dans la situation la plus défavorable où nous avons les contraintes suivantes :

- Chargement des deux jetées M6 et D1 simultanément ;
- Maintenance de la ligne de chargement 24'' existant au niveau de la jetée D1 ;

Le débit maximum d'exploitation est donc **6400 m³/h** , un diamètre de **20''** pour le tronçon route maritime sera recommandé.

Les diamètres des tronçons M6 et D1 sont maintenu respectivement à **8''** et **14''**.

V.3.Installation de la nouvelle ligne : [voir Figure V-5-]

	Nouveau tronçon	Tag	Diamètre
Nouvelle ligne de chargement	Route maritime	20'' PL/BL 0002 D1W	20''
	Jetée M6	8'' PL/BL 0005 D1W	8''
	Jetée D1	14'' PL/BL 0006 D1W	14''

Tableau V-13- : les données de la nouvelle ligne

V.3.1.Chargement simultané des deux jetées M6 et D1 :

L'étude préliminaire de la faisabilité est effectuée sur la base d'une pression de départ de **4 Kg/cm²g**, avec cette pression nous avons déterminé le débit d'exploitation maximum lors de chargement simultané de PROPANE vers les deux jetées M6 et D1 :

Le débit maximum d'exploitation est de 6400 m³/h, réparti comme suit : le débit de chargement de la jetée M6 sera de 5000 m³/h (deux bras) le débit de chargement de la jetée D1 sera de 1400 m³/h (deux bras).

❖ Résultats de simulation :

- Les débits de Chargement :

Débit maximum d'exploitation	6400 m ³ /h
Débit de chargement vers jetée M6	5000 m ³ /h
Débit de chargement vers jetée D1	1400 m ³ /h
Route maritime	
Débit vers ligne 24'' existante	4653 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 20''	1747 m ³ /h
Jetée M6 (deux bras)	
Débit vers ligne 24'' existante jetée M6	4550 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 8'' jetée M6	449 m ³ /h
Jetée D1 (deux bras)	
Débit de la ligne 8'' existante jetée D1	102 m ³ /h
Débit d'exploitation du nouveau tronçon 14'' jetée D1	1298 m ³ /h

Tableau V-14- : Les débits de chargement [voir annexe 2]

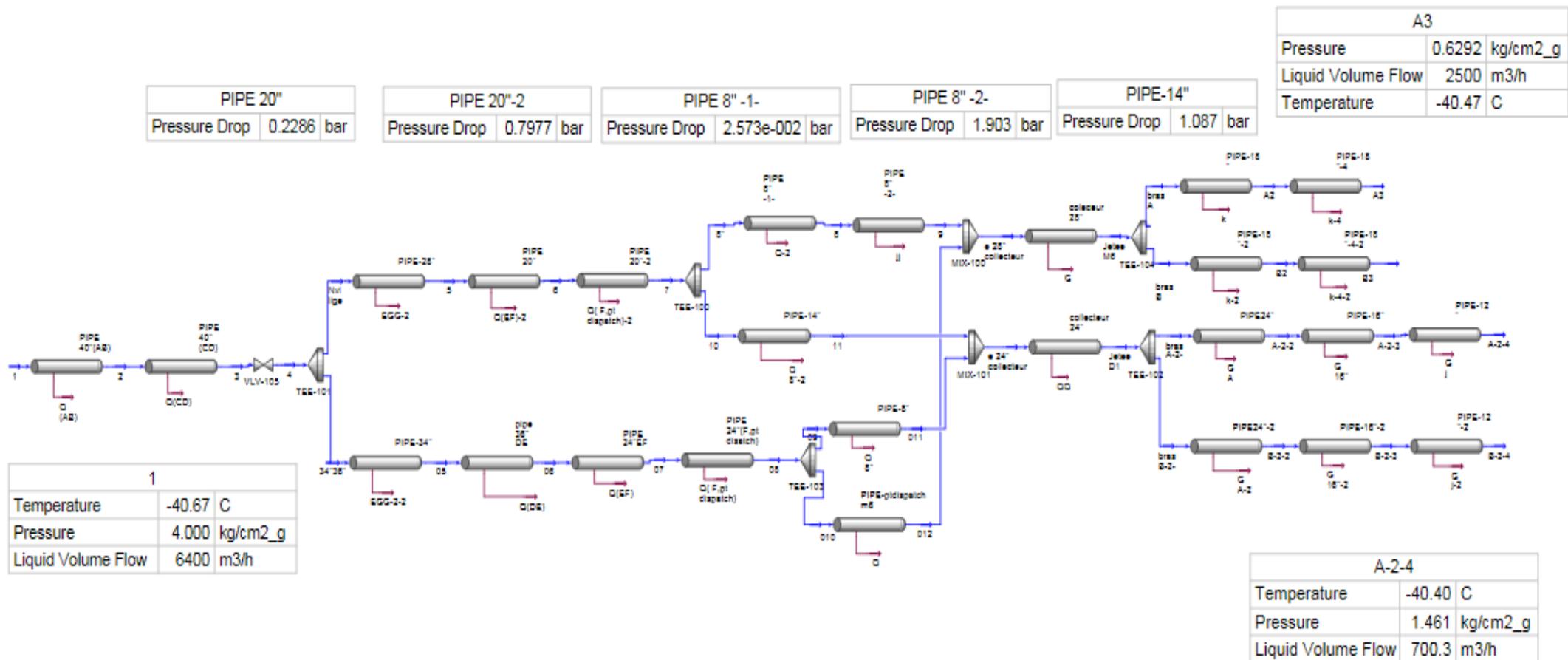


Figure V-5 : Simulation de la nouvelle ligne

- Comparaisons des pressions et les débits des terminaux jetée M6 et D1 :

Propane	paramètres	Jetée M6 nouvelle ligne	Jetée D1 nouvelle ligne	Jetée M6 Cas désigne	Jetée D1 Cas désigne
	Débit par bras (m ³ /h)	2500	700	MAX 3340	MAX 1340
	Pression (kg/cm ² g)	0.7235	1.359	0.5 à 1.7	0.5 à 1.7
	Température (°C)	-40.47	-40.40	-3 à -48	-3 à -48

Tableau V-15- : Les pressions et les débits des terminaux jetées [voir annexe 2]

V.3.2. Dimensionnement de la nouvelle ligne :

- Calculs de vitesse :

Les résultats sont représentés ci-dessous :

Pipes	Débit (m ³ /h)	Diamètre (m)	Section (m ²)	Vitesse (m/s)
Tronçons 20''	1747	0.4889	0,18694304	2,59585903
Tronçons 14''	1298	0.3365	0,08888732	4,05632177
Tronçons 8''	449	0.2027	0,03225352	3,86693334

Désignation	Débit maximum (m ³ /h)	Diamètre (in)	Vitesse (m/s)
Tronçon route maritime	1747	20''	2.595
Tronçon dispatch jetée D1	1298	14''	4.056
Tronçon dispatch jetée M6	449	8''	3.866

Tableau V-16- : les vitesses d'écoulement

NB : On rappelle que la vitesse ne doit pas dépasser les 6 m/s.

$$Q = \text{Vitesse} \times \text{Section} \longrightarrow V = \text{Débit} / \text{Section}$$

An :

$$S = (\pi \times D^2) / 4 = 3.14 \times (0.4889)^2 / 4 = \mathbf{0,186 \text{ m}^2}$$

$$V = 1747 / (0.18694304 \times 3600) = 9345,092 \text{ m/h} = \mathbf{2,595 \text{ m/s}}$$

D'après ces résultats la vitesse d'écoulement est toujours inférieure à la vitesse d'érosion.

V.4.Simulation de cas cool down :

Le circuit de cool down est un circuit de refroidissement de produit finis il a pour rôle de maintenir les lignes de chargement froide lors ce qu'on n'a pas un chargement vers les deux jetées et aussi pour éviter la stagnation du produit réfrigéré. [Voir Figure V -6-]

Le cas de cool down est simulé à base des paramètres suivants :

- Un débit de 500 m3/h
- Une pression de départ égal à 5.2 kg/cm² g et température de -41°C

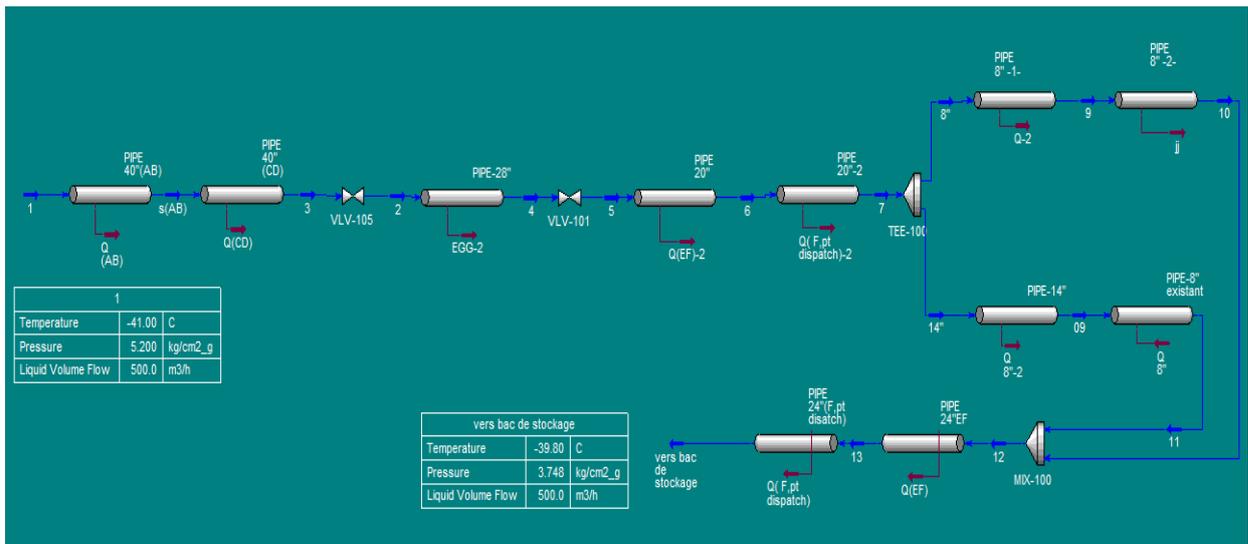


Figure V -6- : Simulation de cas cool down

❖ **Circuit de propane dans le cas cool down :**

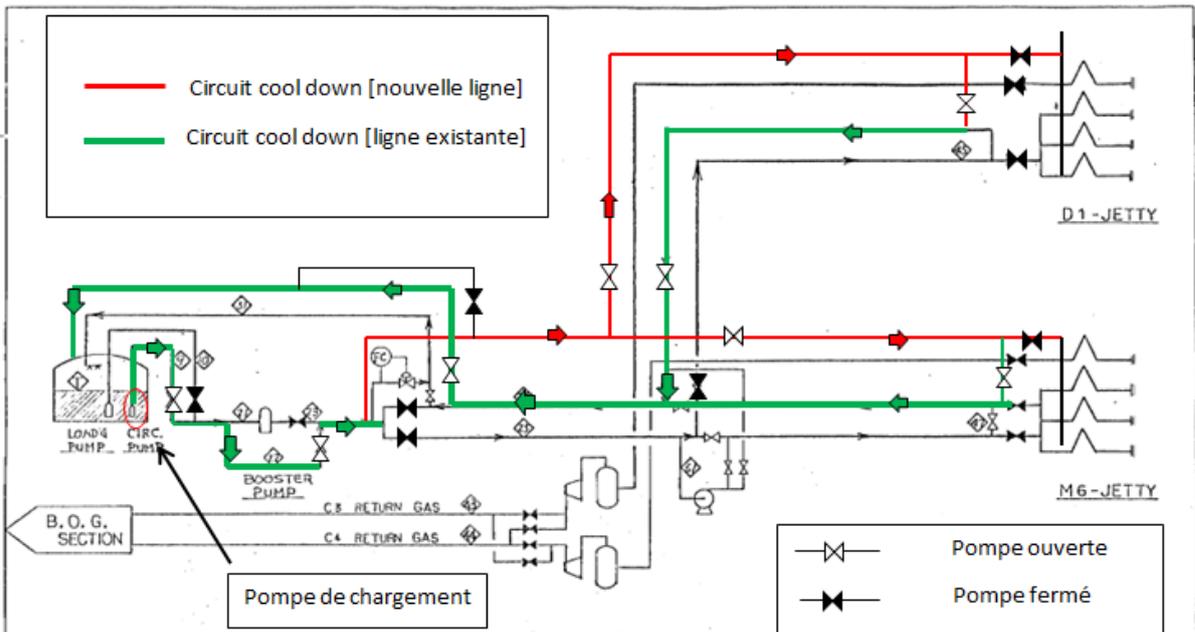


Figure V-7- : Circuit de PROPANE dans le cas cool down

Paramètres	T	9	22	24	25	52	83	87	92
Fluide/phase	C ₃ /L								
Débit Volumique (m ³ /h)	-	500	500	420		500	420	210	210
Débit Massique (Ton/h)	-	252,4	252,4	252,4		252,4	212	106	106
Pression (kg/cm ² g)	0,91	5,2	4,1	3,719		2,5	4	3,501	3,99
Température (°C)	-41	-40,72	-40,68	-37		-35,5	-40,68	-40,57	-40,59
Densité	0,58	0,58	0,58	0,58		0,58	0,58	0,58	0,58

Tableau V-17- : bilan de matière cool down [14]

❖ **Comparaison les résultats de simulation avec le bilan de matière :** [voir annexe 2]

En comparant les résultat de simulation avec le bilan de matière nous trouvons que les paramètres de température et pression ainsi que le débit est adéquats avec les paramètre de désigne, tel que le PROPANE est acheminée vers le bacs de srockage avec une pression final de :

{
 Pression final : 3.748 Kg/Cm²g
 Pression dans le cas design (stream 24) :3.719 Kg/Cm²g

Nous confirmons encore que le modèle de simultion est convenable pour faire circuler le PROPANE avec les bonne conditions de débits et pressions.

PROPANE
CAS N°2 / VARIANTE A

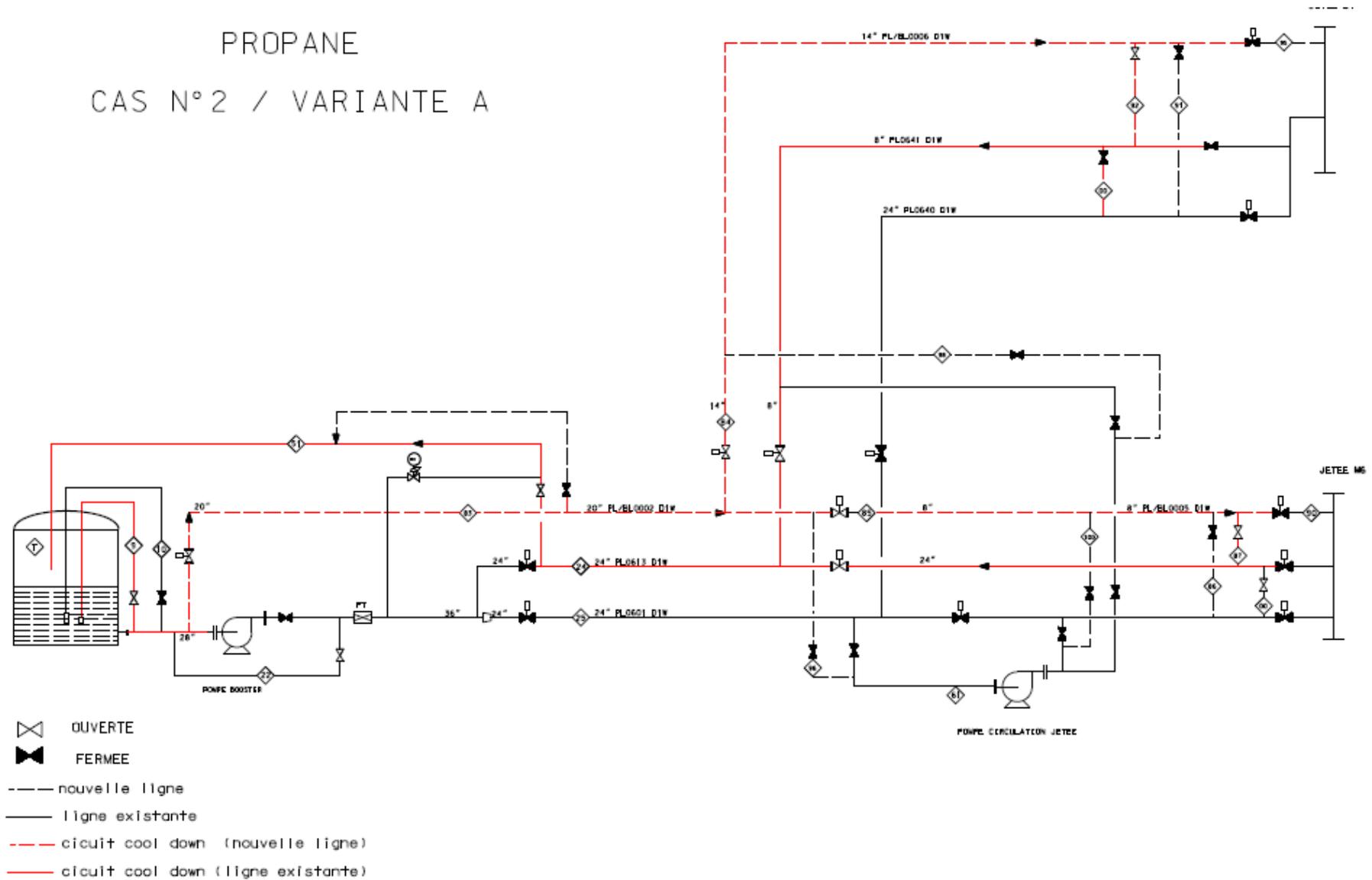


Figure V-8- : Simulation de cool down cas désigné

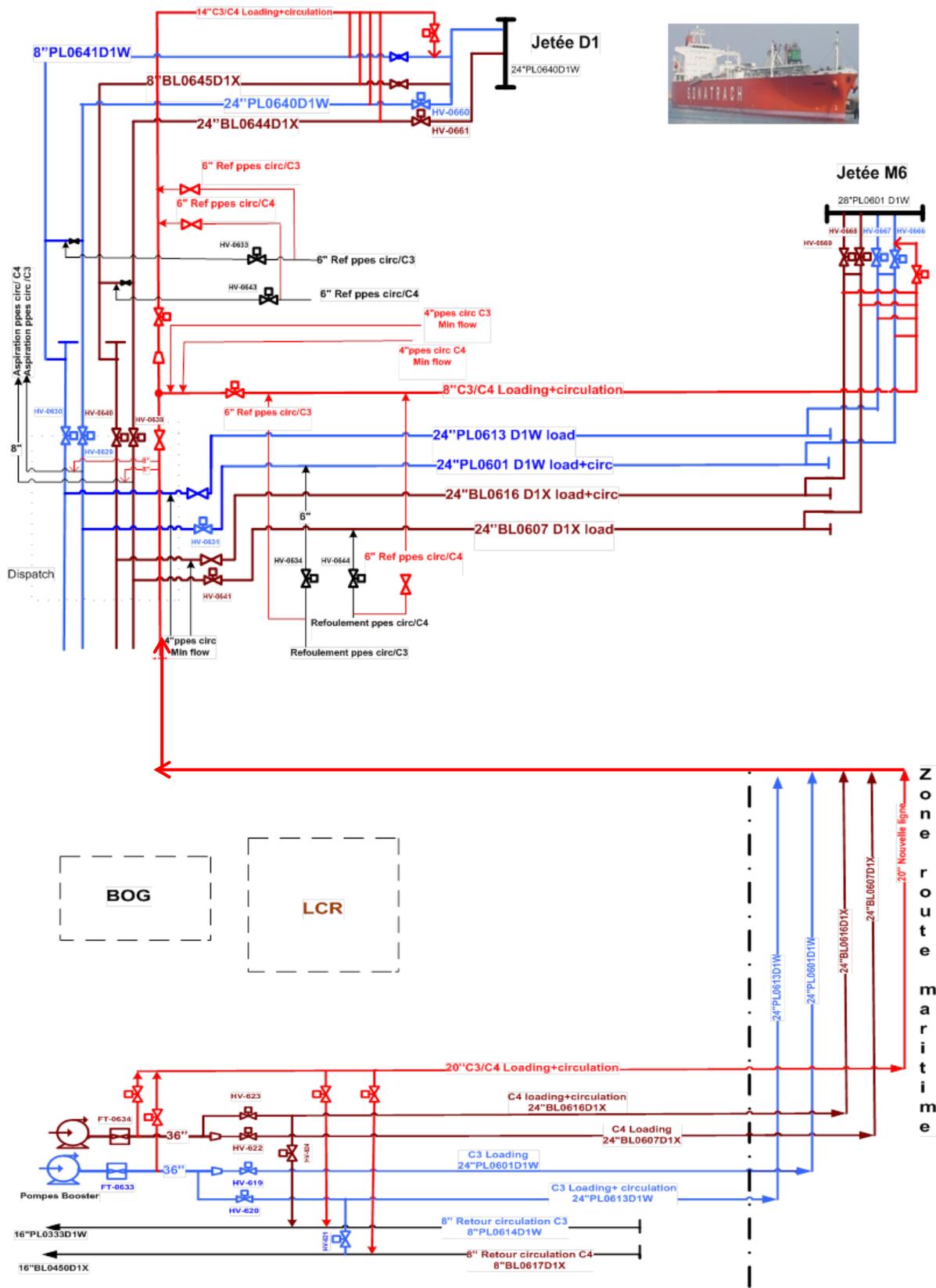


Figure V-9- : Schéma de circulation de PROPANE de la nouvelle ligne



Chapitre VI

Partie calculs

VI.1. Théories de calculs : [16]**VI.1.1. Vitesse d'écoulement du gaz :**

Selon la loi de la continuité nous avons : $Q_v = V \times S$ [m^3/h].....(1)

Avec :

- Q_v : Débit massique en (m^3/h).
- V : Vitesse d'écoulement du gaz en (m/s).
- S : Surface d'écoulement en (m^2). Avec $S = \pi \times D^2 / 4$ [m^2]

➤ **Diamètre :**

Selon la relation suivante : $D_{int} = D_{ext} - 2e$ [m].....(2)

Avec :

- D : Diamètre de pipe en (m).
- D_{int} : Diamètre intérieure de pipe en (m).
- D_{ext} : Diamètre extérieure de pipe en (m).
- e : Epaisseur de pipe en (m).

➤ **La masse volumique :**

$$\rho = (P \times M_{moy}) / (R \times T) \text{ [Kg/m}^3\text{]}.....(3)$$

Tels que :

- P : Pression de gaz en (atm).
- R : Constante de gaz parfait en (atm/mol.k), avec $R=0,082$ atm/mol.k.
- T : Température du gaz en (K).
- M_{moy} : Masse moyenne de gaz en (g/mol).

$$M_{moy} = \sum M_i \cdot X_i(4)$$

Tels que :

- M_i : Masse molaire du constituant.
- X_i : Fraction molaire du constituant.

Donc: $V = Q_v / S \implies V = 4 \times Q_v / (\pi \times D^2)$ [m/S]..... (5)

➤ **Nature de l'écoulement :**▪ **Nombre de Reynolds :**

Il représente le rapport des forces d'inertie aux forces de viscosité c'est l'indicateur du régime d'écoulement

$$Re = \rho \times V \times D / \mu(6)$$

Avec :

- **Re** : Nombre de Reynolds.
- **ρ** : Masse volumique en (Kg/m³),

$$\rho = m / V \text{ [Kg/m}^3\text{]} \dots\dots\dots (7)$$

Tels que :

- **m** : Masse en (Kg).
- **V** : Volume en (m³).
- **μ** : Viscosité dynamique en (Kg/m.s).
- **D** : Diamètre du collecteur en (m).
- **V** : Vitesse d'écoulement en (m/s).

L'expression montre que :

- ❖ Si **Re < 2100** : le régime est laminaire indique que l'écoulement est calme et régulier.
- ❖ Si **2100 < Re < 3000** : le régime est intermédiaire indique que l'écoulement est instable entre le Régime laminaire et le régime turbulent (transitoire).
- ❖ Si **Re > 3000** : le régime est turbulent indique que l'écoulement est sous forme de tourbillon et de remous

Ces valeurs doivent être considérées comme des ordres de grandeurs, le passage d'un type d'écoulement à un autre se faisant progressivement.

➤ Pertes de charges :

Les équations relatives à la chute de pression sont fondées sur le théorème de **BERNOULLI**.

$$\Delta P_T = \Delta P_l + \Delta P_s \text{ [Kg/cm}^2\text{]} \dots\dots\dots (8)$$

Avec :

- **ΔP_T** : Pertes de charge totale en (Kg/cm²).
- **ΔP_s** : Chute de pression singulière en (Kg/cm²).
- **ΔP_l** : Chute de pression linéaire en (Kg/cm²).

▪ Pertes de charges Systématiques (Linéaire) :

La perte de charge linéaire est déterminée par l'équation de **DARCY** :

$$\Delta P_L = \lambda \times \rho \times (L / D) \times [V_2 / (2 \times g)] \text{ [Kg/cm}^2\text{]} \dots\dots\dots (9)$$

Avec :

- **ΔP_L** : Pertes de charge linéaire en (Kg/cm²).
- **ρ** : Masse volumique en (Kg/m³).

- λ : Coefficient de perte de charge, On le détermine en fonction du nombre de Reynolds et de la rugosité relative (ϵ/D). Avec $\epsilon=0.006$ pour l'acier commerciale
- **D** : Diamètre interne du collecteur en (m)
- **V** : Vitesse d'écoulement en (m/s).
- **g** : Accélération de la pesanteur en (m/s²), [**g=9,81 m/s²**].
- **L** : Longueur du collecteur en (m).

▪ **Pertes de charges locales (Singulières) :**

Les pertes de charge à travers les coudes, tés, vannes, robinets et rétrécissements sont déterminées Par la formule suivante :

$$\Delta P = \rho \times K \times [V^2 / (2 \times g)] \text{ [Kg/cm}^2\text{]} \dots\dots\dots (10)$$

Avec :

- ΔP_s : Chute de pression singulière en (Kg/cm²).
- ρ : Masse volumique en (Kg/m³).
- **K** : Coefficient de perte de charge locale [**Coude 90°**, **K = (0,50÷0,75)**], (Voir Annexe 2).
- **V** : Vitesse d'écoulement en (m/s).
- **g** : Accélération de la pesanteur en (m/s²).

❖ **Longueur de ligne :**

La longueur mesurée sur site est (L=4Km).

❖ **Nombre de coude :**

On a **50** (cinquante) coude d'un angle de **90°** qui est un nombre nécessaire pour assurer l'adaptation de la pipe à travers les installations.

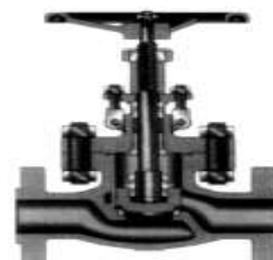
❖ **Nombre de vannes :**

Les vannes utilisées dans cette ligne :

- Des vannes de garde afin de contrôler l'ouverture ou la fermeture en cas de nécessité.
- Des vannes motorisées HV et pneumatiques



FigureVI-1- : coude d'un angle de 90°



FigureVI-2- : Vanne de garde De type Globe Valve.

❖ **Composition des produits réfrigérés :**

Les compositions qui sont présentées dans le tableau ci-dessous sont données par le laboratoire :

COMPOSITION	FRACTION (%)
Ethane	0.79
Propane	99.01
Isobutane	0.18
n-butane	0.02

Tableau : VI-1- : Composition du réfrigérant (liquide pompé).

VI.1.2. Calculs :

➤ Type des matériaux du pipe : les matériaux choisie est l'acier au carbone, classe **A671 Gr.CC60 CL13**.(Voir Annexe 2)

Donnée :

	20"	14"	8"
Q (débit volumique) [m ³ /h]		1298	449
D_{int} (diamètre intérieur) [mm]	488,9	336,5	202,7
P (pression) [bar]	4,60	3,585	3 ,585
T (température) [°C]	-40,65	-40,51	-40,51
μ (viscosité) [Cp]	0,19387	0,19354	0,19354
L (langueurs) [m]	2119,512	696,874	628,102

A. Pour le diamètre est de (20") vingt pouces :

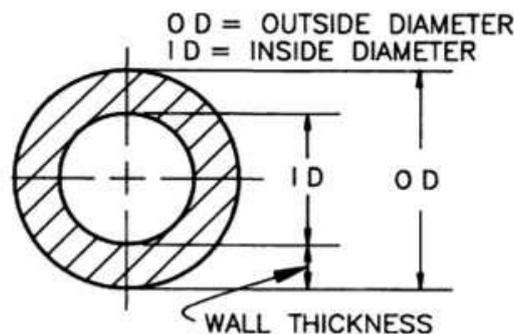


Figure VI-3- : Coupe transversale de la pipe.

➤ **Diamètre :**

Sachant que le diamètre intérieur : $D_{int} = D_{ext} - 2e$

A.N: $D_{int} = 508 - 2 \times 9.53 \implies D_{int} = 488.94 \text{ mm} = \mathbf{0,488 \text{ m}}$.

➤ **La masse molaire :**

On a : $M_{moy} = \sum M_i \cdot X_i$

A.N: $M_{\text{moy}} = (30 \times 0,79) + (44 \times 99,01) + (58 \times 0,18) + (58 \times 0,02)$
 $\implies M_{\text{moy}} = 43,89 \text{ g/mol}$

➤ **La masse volumique :**

La loi des gaz parfait est donnée par la formule :

$$P \times V = n \times R \times T \dots\dots\dots(11)$$

Avec :

• **n** : Nombre de mole, $n = m / M$ [Mole](12)

• **R = 0,082 atm.l/mol.K**

En remplaçant les formules (7) et (12) dans la formule (11), on obtient :

$$\rho = (P \times M) / (R \times T)$$

A.N : $\rho = (4,55 \times 43,89) / (0,082 \times 232,5) \implies \rho = 10,48 \text{ (Kg/m}^3\text{)}$

➤ **La vitesse d'écoulement :**

Selon la loi de la continuité :

$$V = Q_v / S \implies V = (4 \times Q_v) / (\pi \times D^2)$$

A.N : $V = (4 \times 1747) / (3,14 \times 0,4889^2 \times 3600) \implies V = 2,59 \text{ m/s}$

➤ **Nombre de Reynolds :**

On a : $Re = \rho \times V \times D / \mu$

La viscosité dynamique (μ) est déterminée après la simulation (**Hysys**) avec les donnée (**T = 232.5K, p=4.55atm**)

On a: $\mu = 0,19387 \text{ cp} = 0,19387 \cdot 10^{-2} \text{ Kg/m.s}$

A.N: $Re = (10,48 \times 2,59 \times 0,4889) / (0,19387 \times 10^{-2}) \implies Re = 6,8449 \cdot 10^3$

N.B : Cette valeur est supérieure à 3000 (**Re > 3000**), donc l'écoulement du gaz est **turbulent**.

➤ **La perte de charge totale ΔPT :**

On distingue deux types de perte de charge :

$$\Delta PT = \Delta PL + \Delta PS \quad \text{Avec : } \Delta PS = \Delta PSI + \Delta PS2 + \Delta PS3$$

▪ **La perte de charge linéaire :**

$$\Delta PL = \lambda \times \rho \times (L / D) \times [V^2 / (2 \times g)]$$

Le coefficient de perte de charge (λ) est déterminé en fonction du nombre de Reynolds et de la rugosité relative (ϵ/D), $\epsilon=0,006 \text{ cm}$

Pour l'acier au carbone. (Voir le diagramme de Moody Annexe 2).

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Re} = 3,53 \cdot 10^3 \\ (\epsilon/D)=1,22 \cdot 10^{-4} \implies \text{Diagramme de Moody} \implies \lambda = 0,065 \end{array} \right.$$

$$\begin{aligned} \text{A.N : } \quad \Delta PL &= 0,065 \times 10,48 \times (2118,702 / 0,4889) \times [(2,59)^2 / (2 \times 9,81)] \\ &\implies \Delta PL = 1009,31 \text{ (Kg/m}^2\text{)} = 0,1009 \text{ (Kg/cm}^2\text{)} \end{aligned}$$

▪ **La perte de charge singulière :**

$$\text{On a : } \quad \Delta Ps = \rho \times K \times [V^2 / (2 \times g)]$$

Pour le coefficient de perte de charge dans les accessoires (**K**).

▪ **Les Coudes :**

Nous avons **15** coudes de **90°C**, D'après l'annexe N°5 on a **K=0.50**.

$$\begin{aligned} \text{A.N: } \quad \Delta Ps &= 15 \times [10,48 \times 0,50 \times [(2,59)^2 / (2 \times 9,81)] \\ &\implies \Delta Ps = 26,873 \text{ (Kg/m}^2\text{)} = 0,0026 \text{ (Kg/cm}^2\text{)} \end{aligned}$$

▪ **Vanne manuelle :**

Nous avons trois vanne manuelle avec **K=3**.

$$\begin{aligned} \text{A.N: } \quad \Delta Ps &= 3 \times [10,48 \times 3 \times [(2,59)^2 / (2 \times 9,81)] \\ &\implies \Delta Ps = 33,23 \text{ (Kg/m}^2\text{)} = 0,0033 \text{ (Kg/cm}^2\text{)} \end{aligned}$$

Sur cette tronçon nous avons un tee avec : **K=2**

$$\begin{aligned} \text{A.N: } \quad \Delta Ps &= [10,48 \times 2 \times [(2,59)^2 / (2 \times 9,81)] \\ &\implies \Delta Ps = 7,166 \text{ (Kg/m}^2\text{)} = 0,0007 \text{ (Kg/cm}^2\text{)} \end{aligned}$$

D'autre part, on a : $\Delta Pt = \Delta Pl + \Delta Ps1 + \Delta Ps2 + \Delta Ps$

$$\begin{aligned} \text{A.N : } \quad \Delta PT &= 0,1009 + 0,0026 + 0,0033 + 0,0007 \\ &\implies \Delta PT = 0,1075 \text{ (Kg/cm}^2\text{)} \end{aligned}$$

$$\Delta PTh_{\text{sys}} = 0,234 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

B. Pour le diamètre de (14") quatorze pouce :

Sachant que le diamètre intérieur pour $D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e$

$$\text{A.N: } \quad D_{\text{int}} = 355,60 - 2 \times 9,53 \implies D_{\text{int}} = 336,54 \text{ mm} = 0,336 \text{ m.}$$

➤ La masse molaire :

On a $M_{\text{moy}} = \sum M_i \cdot X_i$

$$\begin{aligned} \text{A.N:} \quad M_{\text{moy}} &= (30 \times 0,79) + (44 \times 99,01) + (58 \times 0,18) + (58 \times 0,02) \\ &==> M_{\text{moy}} = 43,89 \text{ g/mol} \end{aligned}$$

➤ La masse volumique :

La loi des gaz parfait est donnée par la formule :

$$P \times V = n \times R \times T \dots \dots \dots (13)$$

Avec :

$$\bullet n : \text{Nombre de mole,} \quad n = m / M \dots \dots \dots (14)$$

$$\bullet R = 0,082 \text{ atm.l/mol.K}$$

En remplaçant les formules (7) et (14) dans la formule (13), on obtient :

$$\rho = (P \times M) / (R \times T)$$

$$\begin{aligned} \text{A.N:} \quad \rho &= (3,54 \times 43,89) / (0,082 \times 232,64) \\ &==> \rho = 8,15 \text{ (Kg/m}^3\text{)} \end{aligned}$$

➤ La vitesse d'écoulement :

$$\text{Selon la loi de la continuité :} \quad V = Q_v / S ==> V = (4 \times Q_v) / (\pi \times D^2)$$

$$\begin{aligned} \text{A.N:} \quad V &= (4 \times 1298) / (3,14 \times 0,3365^2 \times 3600) \\ &==> V = 4,07 \text{ m/s} \end{aligned}$$

➤ Nombre de Reynolds :

$$\text{On a :} \quad Re = \rho \times V \times D / \mu$$

La viscosité dynamique (μ) est déterminée après la simulation (**Hysys**) avec les donnée ($T = 232,64\text{K}$, $p=3,54\text{atm}$)

$$\text{On a: } \mu = 0.19354 \text{ cp} = 0.19354 \cdot 10^{-2} \text{ Kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} \text{A.N:} \quad Re &= (8,15 \times 4,07 \times 0,3365) / (0.19354 \times 10^{-2}) \\ &==> Re = 0,57 \cdot 10^4 \end{aligned}$$

N.B : Cette valeur est supérieure à 3000 ($Re > 3000$), donc l'écoulement du gaz est turbulent.

➤ La perte de charge totale ΔPT :

$$\Delta PT = \Delta PL + \Delta PS \quad \text{Avec : } \Delta PS = \Delta PSI + \Delta PS2 + \Delta PS3$$

- La perte de charge linéaire :

$$\Delta PL = \lambda \times \rho \times (L / D) \times [V^2 / (2 \times g)]$$

Le coefficient de perte de charge (λ) est déterminé en fonction du nombre de Reynolds et de la rugosité relative (ε/D), $\varepsilon=0,006 \text{ cm}$

Pour l'acier au carbone. (Voir le diagramme de Moody Annexe 2).

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Re} = 0,57 \cdot 10^4 \\ (\varepsilon/D) = 1,783 \cdot 10^{-3} \end{array} \right. \implies \text{Diagramme de Moody} \implies \lambda = 0,07$$

A.N :
$$\Delta PL = 0,07 \times 8,15 \times (696,874 / 0,3365) \times [(4,07)^2 / (2 \times 9,81)]$$

$$\implies \Delta PL = 997,50 \text{ (Kg/m}^2\text{)} = 0,099 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

- La perte de charge singulière :

On a :
$$\Delta Ps = \rho \times K \times [V^2 / (2 \times g)]$$

Pour le coefficient de perte de charge dans les accessoires (K).

- Les Coudes :

Nous avons 12 coudes de 90°C, on a $K=0.50$.

A.N :
$$\Delta Ps = 12 \times [8,15 \times 0,50 \times [(4,07)^2 / (2 \times 9,81)]$$

$$\implies \Delta Ps = 41,26 \text{ (Kg/m}^2\text{)} = 0,0041 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

- Vanne manuelle :

Nous avons une vanne manuelle sur la phase une (I) avec $K=3$.

A.N:
$$\Delta Ps = 2 \times [8,15 \times 3 \times [(4,07)^2 / (2 \times 9,81)]$$

$$\implies \Delta Ps = 41,29 \text{ (Kg/m}^2\text{)} = 0,0041 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

D'autre part, on a :
$$\Delta Pt = \Delta Pl + \Delta Ps1 + \Delta Ps2 + \Delta Ps3$$

A.N :
$$\Delta PT = 0,099 + 0,0041 + 0,0041$$

$$\implies \Delta PT = 0,1027 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$\Delta PT_{\text{hysys}} = 1,108 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

C. Pour le diamètre de (8") huit pouce :

Sachant que le diamètre intérieur $D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e$

A.N: $D_{\text{int}} = 219,10 - 2 \times 8,2$

$\implies D_{\text{int}} = 202,7 \text{ mm} = 0,488 \text{ m.}$

VI.1.6.3.a. La masse molaire :

On a $M_{\text{moy}} = \sum M_i \cdot X_i$

A.N: $M_{\text{moy}} = (30 \times 0,79) + (44 \times 99,01) + (58 \times 0,18) + (58 \times 0,02)$
 $\implies M_{\text{moy}} = 43,89 \text{ g/mol}$

➤ **La masse volumique :**

La loi des gaz parfait est donnée par la formule :

$$P \times V = n \times R \times T \dots \dots \dots (15)$$

Avec :

• n : Nombre de mole, $n = m / M \dots \dots \dots (16)$

• $R = 0,082 \text{ atm.l/mol.K}$

En remplaçant les formules (7) et (16) dans la formule (15), on obtient :

$$\rho = (P \times M) / (R \times T)$$

A.N : $\rho = (3,54 \times 43,89) / (0,082 \times 232,64)$
 $\implies \rho = 8,15 \text{ (Kg/m}^3\text{)}$

➤ **La vitesse d'écoulement :**

Selon la loi de la continuité :

$$V = Q_v / S \implies V = (4 \times Q_v) / (\pi \times D^2)$$

A.N : $V = (4 \times 449) / (3,14 \times 0,2027^2 \times 3600)$
 $\implies V = 3,893 \text{ m/s}$

➤ **Nombre de Reynolds :**

On a : $Re = \rho \times V \times D / \mu$

La viscosité dynamique (μ) est déterminée après la simulation (**Hsys**) avec les donnée ($T = 232,64 \text{ K}$, $p = 3,54 \text{ atm}$)

On a: $\mu = 0.19354 \text{ cp} = 0.19354 \cdot 10^{-2} \text{ (Kg/m.s)}$

A.N: $Re = (8,15 \times 3,893 \times 0,2027) / (0.19354 \times 10^{-2})$
 $\implies Re = 0,332 \cdot 10^4$

N.B : Cette valeur est supérieure à 3000 ($Re > 3000$), donc l'écoulement du gaz est **turbulent**.

➤ **La perte de charge totale ΔP_T :**

$$\Delta P_T = \Delta P_L + \Delta P_S \quad \text{Avec : } \Delta P_S = \Delta P_{S1} + \Delta P_{S2} + \Delta P_{S3}$$

▪ **La perte de charge linéaire :**

$$\Delta P_L = \lambda \times \rho \times (L / D) \times [V^2 / (2 \times g)]$$

Le coefficient de perte de charge (λ) est déterminé en fonction du nombre de Reynolds et de la rugosité relative (ε/D), $\varepsilon=0,006 \text{ cm}$

Pour l'acier au carbone. (Voir le diagramme de Moody Annexe 03).

$$\left\{ \begin{array}{l} \mathbf{Re = 0,332. 10^4} \\ (\varepsilon/D) = \mathbf{0,002} \implies \text{Diagramme de Moody} \implies \mathbf{\lambda = 0,075} \end{array} \right.$$

$$\begin{aligned} \text{A.N :} \quad \Delta PL &= \mathbf{0,075} \times \mathbf{8,15} \times (\mathbf{628,102} / \mathbf{0,2027}) \times [(\mathbf{3,893}^2 / (\mathbf{2} \times \mathbf{9,81}))] \\ &\implies \Delta PL = \mathbf{297,26} \text{ (Kg/m}^2\text{)} = \mathbf{0,029} \text{ (Kg/cm}^2\text{)} \end{aligned}$$

▪ **La perte de charge singulière :**

$$\text{On a :} \quad \Delta Ps = \rho \times K \times [V^2 / (2 \times g)]$$

Pour le coefficient de perte de charge dans les accessoires (**K**).

▪ **Les Coudes :**

Nous avons **23** coudes de **90°C**, D'après l'annexe N°5 on a **K=0.50**.

$$\begin{aligned} \text{A.N :} \quad \Delta Ps &= \mathbf{23} \times [\mathbf{8,15} \times \mathbf{0,50} \times [(\mathbf{3,893}^2 / (\mathbf{2} \times \mathbf{9,81}))] \\ &\implies \Delta Ps = \mathbf{72,65} \text{ (Kg/m}^2\text{)} = \mathbf{0,0072} \text{ (Kg/cm}^2\text{)} \end{aligned}$$

▪ **Vanne manuelle :**

Nous avons une vanne manuelle avec **K=0,25**.

$$\begin{aligned} \text{A.N:} \quad \Delta Ps &= \mathbf{2} \times [\mathbf{8,15} \times \mathbf{3} \times [(\mathbf{3,893}^2 / (\mathbf{2} \times \mathbf{9,81}))] \\ &\implies \Delta Ps = \mathbf{37,90} \text{ (Kg/m}^2\text{)} = \mathbf{0,0037} \text{ (Kg/cm}^2\text{)} \end{aligned}$$

$$\text{D'autre part, on a :} \quad \Delta Pt = \Delta Pl + \Delta Ps1 + \Delta Ps2 + \Delta Ps3$$

$$\text{A.N :} \quad \Delta PT = \mathbf{0,029} + \mathbf{0,0072} + \mathbf{0,0037}$$

$$\Delta PT = \mathbf{0,039} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$\Delta PT_{\text{hysys}} = \mathbf{1,9673} \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

VI.1.3. Comparaison des résultats avec le hysys :

La perte de charge totale de la nouvelle ligne de chargement est répartie comme

Suite :

Nouveau tronçons	Débit (m3/h)	Perte de charge totale Par calcul (kg /cm ²)	Perte de charge totale par hysys (kg /cm ²)
Route maritime 20''	1747	0,1075	0,234
Dispatche jetée M6 8''	1298	0,039	1,9673
Dispatche jetée D1 14''	449	0,1027	1,108

Tableau VI-2 - : les pertes de charges des pipes installer

Le calcul des pertes de charge a été fait en se basant sur le cas le plus défavorable, **Chargement simultanée du même produit sur les deux jetées M6, D1** avec un débit de d'exploitation de **6400 m³/h pour le propane**. On conclue que les pertes de charge calculé s'approche avec les pertes de charges de HYSYS.

VI.2.Etude technico-économique :

La décision d'investissement consiste à sélectionner le projet susceptible de générer le plus de valeur pour les entreprises. Les outils de décision se basent donc les flux financiers et leur répartition dans le temps. L'étude de la rentabilité sera basée sur la comparaison de cout d'investissement de nouvelle ligne avec le manque à gagner pendant l'arrêt des neuf trains.

Pour valoriser le projet, une étude de rentabilité économique est nécessaire en premier lieu, elle correspond à la conception du projet.

VI.2.1.Le cout d'achats des installation de la nouvelle ligne :

Le tableau ci-dessous montre les prix de l'ensemble d'équipement (vanne, coude,..) ; tel que le prix de chaque équipement et la quantité utilisé ainsi le cout d'achats total : [17]

	Quantité s (unité)	Prix EURO (€)	Cout d'achats (€)
Robinet vanne longue tige			
Ø 20" 150# RF A 352 Gr. LCB	3	2000	6000
Ø 14" 150# RF A 352 Gr. LCB	2	1200	2400
Ø 8" 150# RF A 352 Gr. LCB	2	900	1800
Coudes Long Rayon 90°			
Ø 20" BW SMLS Ep: 9.5 A 420 Gr.WPL6	15	120	1800
Ø 14" BW SMLS Sch.40 A 420 Gr.WPL6	12	90	1080
Ø 8" BW SMLS Sch.40 A 420 Gr.WPL6	50	80	4000
Te Egal			
Ø 20" BW EFW Ep:9.53 A 420 Gr.WPL6W	6	130	780
Ø 14" BW SMLS Sch.40 A 420 Gr.WPL6	4	110	440
Ø 8" BW SMLS Sch.40 A 420 Gr.WPL6	12	90	1080
Te Réduit			
Ø 24"x 14" BW SMLS Sch.40 A 420 Gr.WPL6W	2	120	240

Ø 14"x 8" BW SMLS Sch.40 A 420 Gr.WPL6	6	110	660
joints d'expansions			
Ø 20" BE SMLS Sch.40 A 333 Gr.6	14	900	12600
Ø 14" BE SMLS Sch.40 A 333 Gr.7	5	600	3000
Ø 8" BE SMLS Sch.40 A 333 Gr.8	5	500	2500
Cout total			38380

Tableau VI-3 - : les couts des équipements de la nouvelle ligne

	Materiel (€)	La main-d'oeuvre (€)
Pipes	17861516	2890177
calorifuge	929379	948366
peinture	36086	160484
Totale	18826981	3999027

Tableau VI-4 - : les couts des pipes et main-d'oeuvre

Le cout total des équipements et la main-d'oeuvre sera donc : **22 864 388 €**.

D'après la comparaison on conclue que la perte financière d'un arrêt des neufs trains de production pendant 15 jours est de **121.528.755 €** ; si on propose que la durée d'installation de cette nouvelle ligne soit de 15 jours on peut comparer les deux couts.

Le cout d'investissement de nouvelle ligne de maintenance est cinq(5) fois inférieur au celle d'un arrêt de production cela veut dire qu'il est préférable d'installer la nouvelle ligne avec une perte de **22 864 388 €** au lieu de faire un arrête général de complexe. Cet investissement est de retour à l'entreprise avec un énorme profit financière. Parmi les avantages d'installer cette nouvelle ligne est l'amélioration de la production durable et donc une augmentation de rendement de production et surtout un gain des clients (la température de produits réfrigérés pendant le chargement navire soit dans les normes).



Conclusions et Recommandations

Conclusion et recommandations

Durant notre stage au niveau de GP1/Z nous avons étudié l'installation d'une nouvelle ligne de chargement des produits finis (POROPANE) au niveau de la zone de chargement de navire pour résoudre le problème d'augmentation de température dans les lignes de chargement.

Nous pouvons dire alors que cette solution est faisable théoriquement, convenable avec le procédé et acceptable économiquement.

Cet investissement est de retour à l'entreprise avec un énorme profit financier. Parmi les avantages d'installer cette nouvelle ligne est :

- L'amélioration de la production durable et donc une augmentation de rendement de production et surtout un gain des clients.
- Redondance des lignes de chargement en cas où il y a un problème.
- Assurer la continuité d'exploitation de chargement dans les bonnes conditions

Nous recommandons pour mettre en valeur notre étude intéressante, en la finalisant par les points suivants :

- Une simulation complète d'un chargement butane. (on commençant à partir des bacs jusqu'au RV (le retour vapeur), ainsi que la section BOG).
- Un calcul de l'efficacité actuelle du calorifuge et la comparer à celle du design
- Une étude technico-économique traduisant les coûts et les bénéfices lors de l'installation d'un nouveau type de calorifuge.
- Pris en considération les autres solutions proposées (les LV de dégazage...) Lors d'installations de la nouvelle ligne.

Référence Bibliographique

- [1].Soft représentation du complexe (GP1/Z).
- [2]. Manuel opératoire ; process : volume 1 et 2. Document GP1-Z.
- [3]. Catalogue mécanique ; manuel : volume 1. Document GP1-Z.
- [4]. Manuel opératoire ; section déshydratation. Document GP1-Z.
- [5].Soft stockage à basse température (M.CHALABI et M.BENKENANE)
.Document GP1/Z, 2016.
- [6]. Catalogue Mécanique ; process 3 : volume 1.
- [7].Soft section chargement par navires (M.TALEB) Document GP1/Z,2016.
- [8]. Revue de I.F.P.Gras pretreatment: w.w Weterman Institut of gas technology
Chicago .
- [9].A HYSYS tutorials; www.hyprorech.com
- [10].info@hyprotech.com
- [11].Logiciel HYSYS version 3.2 professionnel 2007 <http://www.hysys.com> .
- [12].Pipe segment. Piping equipment. Simulation ASPEN HYSYS Ecole IAP
Boumerdès Document SONATRACH.
- [13].Soft Plant Historique Data Base (service SNCC GP1/Z). description de
PHD.
- [14].Bilan de matière GP1/Z.B00100_1024_R_3A(bilan matière PH1).Document
GP1/Z.
- [15].ANSI Pipe schedule SI-Units (metric) phocéenne de métallurgie.
- [16].Raffinage et génie chimique tom I et II. Auteur : Pierre Wuitthier (édition
1972).
- [17].Rapport cost ligne de chargement Aspen In-Plant Cost Estimator 36.1.0 (Build
3846) Document GP1/Z.



Annexe 1

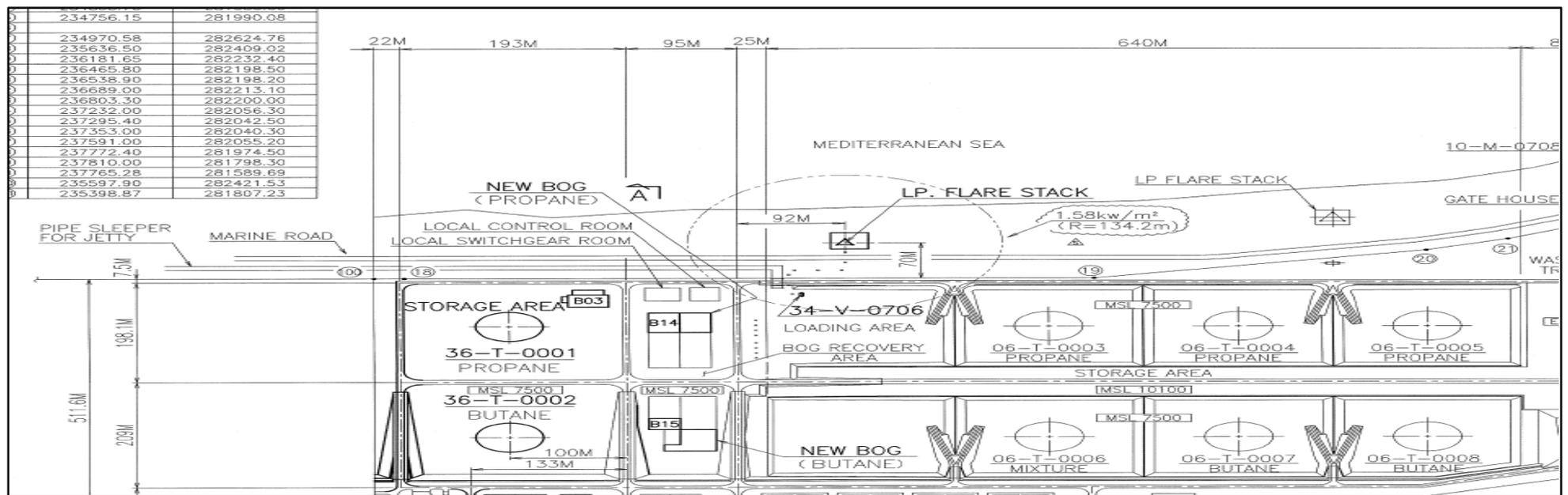


Schéma bacs de stockages et pompes booster

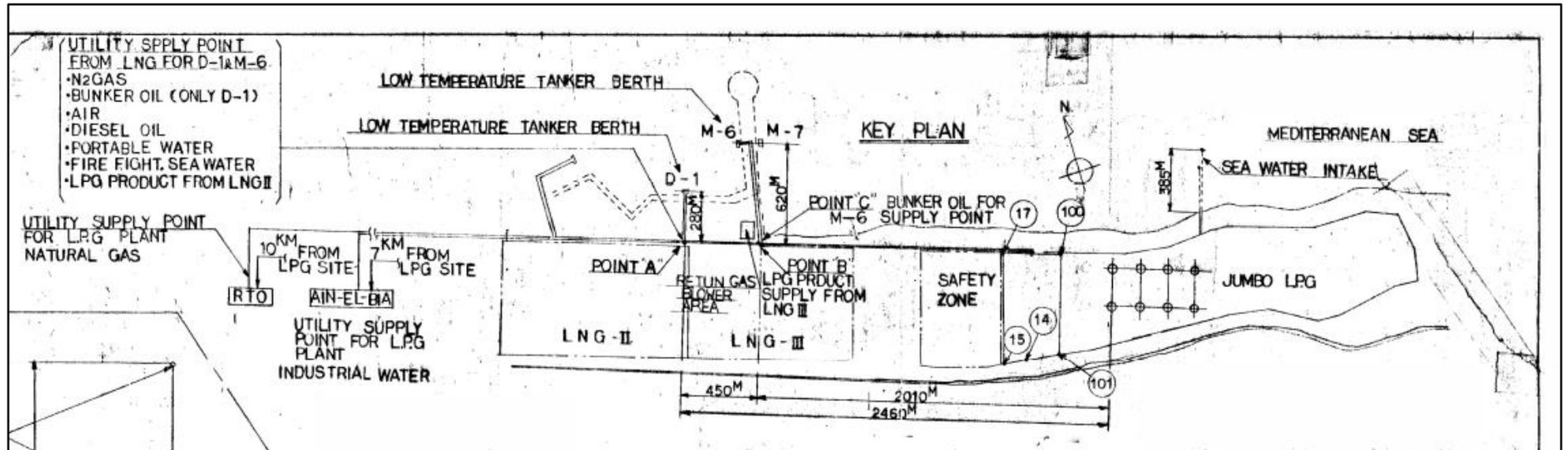
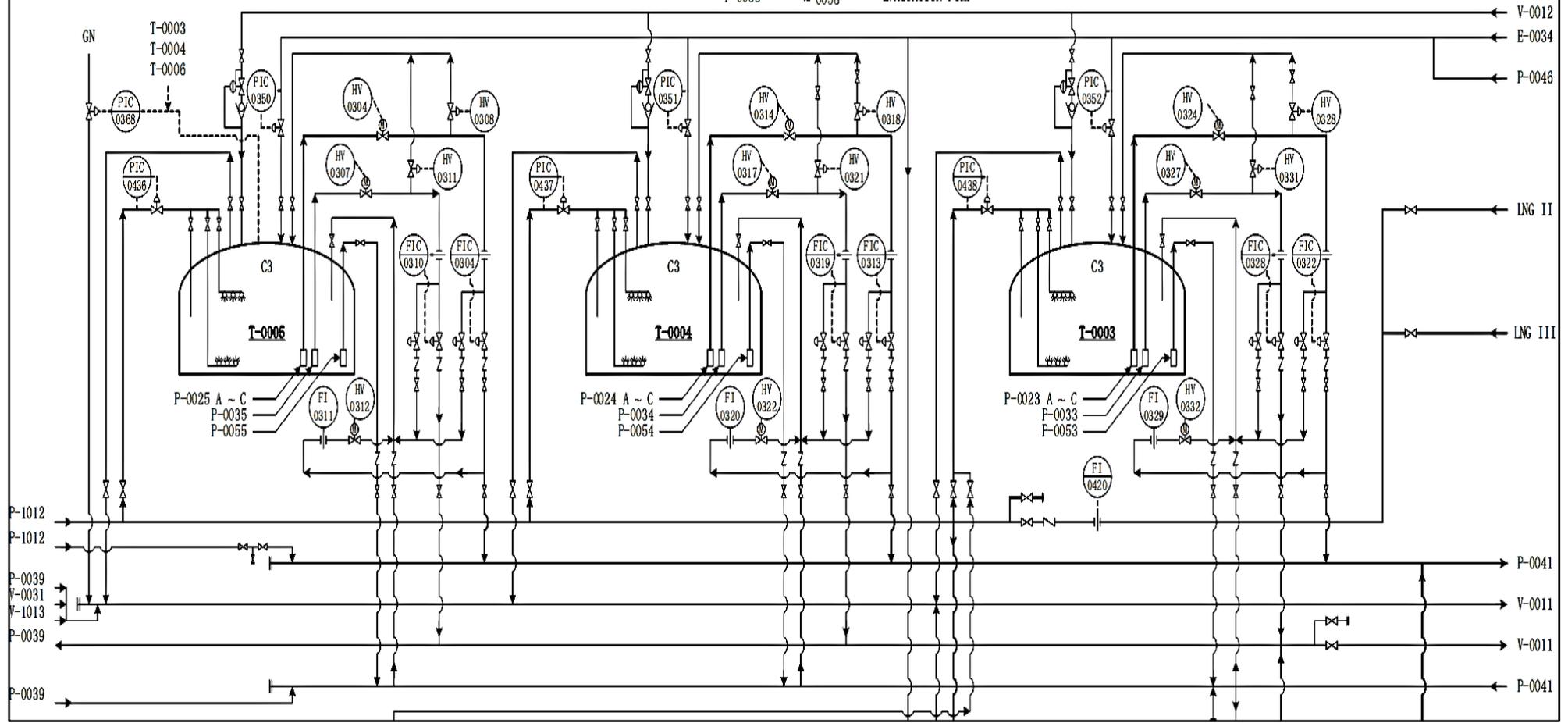


Schéma de route maritime et jetée

/T STORAGE SECTION

T-0003 ~ 8

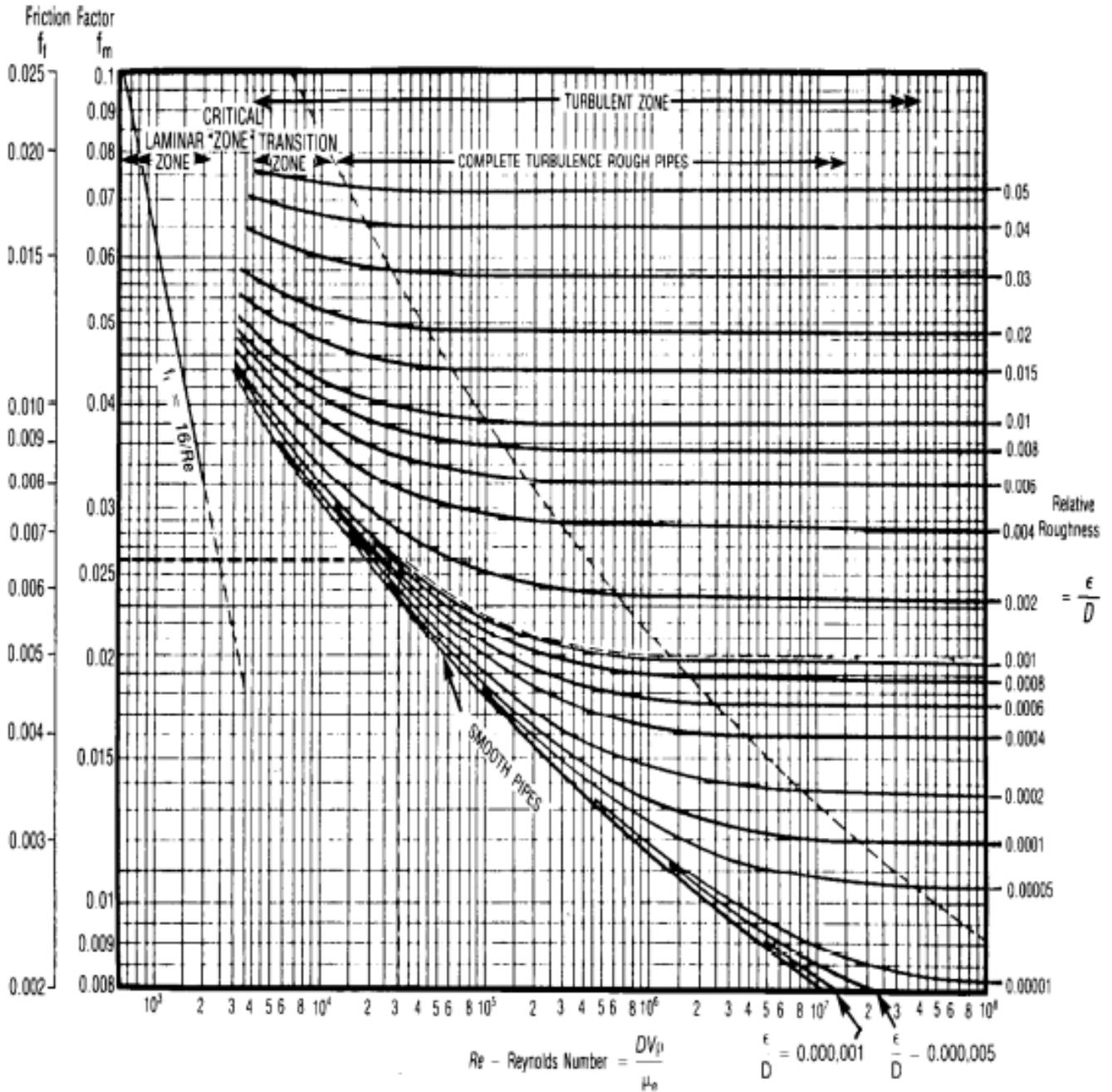
P-0023 A ~ C ~ 0028 A ~ C LOADING PUMP
 P-0033 ~ 0038 CIRCULATION PUMP
 P-0053 ~ 0058 EVACUATION PUMP



Section de stockage de PROPANE à basse température

Diagramme de MOODY

Coefficient de frottement f pour n'importe quelle espèce ou taille de tuyau « Courbes pour la rugosité relative (ϵ/D) de 0,000001 à 0,05 »



Pertes de charges dans les accessoires

Accessoires	Pertes de charge moyenne
Réservoir à conduite – connexion au ras de la paroi (perte à l'entrée)	$0.50 \frac{V_2^2}{2g}$
-tuyau entrant	$1.00 \frac{V_2^2}{2g}$
-connexion arrondie	$0.05 \frac{V_2^2}{2g}$
Conduite à réservoir (perte à la sortie)	$1.00 \frac{V_1^2}{2g}$
Divergent brusque	$\frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
Divergent progressif	$k \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
Venturis, buses et orifices	$\left(\frac{1}{c_v^2} - 1\right) \frac{V_2^2}{2g}$
Convergent brusque	$k_c \frac{V_2^2}{2g}$
<p align="center">Coudes, accessoires, vannes, clapets</p> <p align="center">Quelques valeurs courantes de K sont :</p> <p>45°, coude0.35 à 0.45</p> <p>90°, coude.....0.50 à 0.75</p> <p>Té,.....1.5 à 2.00</p> <p>Vannes de portes (ouvertes).....aprox.0.25</p> <p>Vannes de contrôle (ouvertes).....aprox.3.0</p> <p>Clapet anti- retour à disque levable (4'').....0.68</p>	$k = \frac{V^2}{2g}$

Acier au carbone classe a671gr. cc60 cl13.

L'**acier au carbone** est un **acier** dont le principal composant d'alliage est le **carbone**, entre 0,12% et 2%, les autres éléments d'alliage étant en quantité très faible .plus la teneur en carbone s'élève, plus la résistance de l'acier peut être augmentée par traitement thermiques, au détriment de sa ductilité.



PHD.

Le **PHD** c'est un logiciel qui a été fait par une collaboration entre les ingénieurs du système numérique et le fournisseur Honeywell pour sa réalisation.

Le système **PHD** offre les outils nécessaires pour permettre à un grand nombre de personnes de visualiser les informations provenant de la production, En plus ; les données en temps réel et historisées du site peuvent être directement visualisées et enregistrées dans des feuilles **Excel**.

ANSI Pipe Schedule SI-units (metric)

OD = mm

Wall thickness = mm

Weight = kg/m

Vol/m = m³

Phocéenne de métallurgie

9/11, 3^e RUE - Z.I. - B.P. 61
13742 VITROLLES - FRANCE



Tél. : 42 79 40 00
Télex : 420255 F
Télécop. : 42 79 40 79

Nominal pipe size inches	OD mm	Figures based on austenitic steel																Vol/m ³			
		10	20	30	STD	40	60	XS	80	100	120	140	160	XXS	5S	10S	40S		80S		
1/8	10.30				1,73 0,37	1,73 0,37		2,41 0,47	2,41 0,47								1,24 0,28	1,73 0,36	2,41 0,48	0,0001	
1/4	13.70				2,24 0,63	2,24 0,63		3,02 0,80	3,02 0,80								1,65 0,51	2,24 0,64	3,02 0,82	0,0002	
3/8	17.10				2,31 0,84	2,31 0,84		3,20 1,10	3,20 1,10								1,65 0,64	2,31 0,86	3,20 1,12	0,0003	
1/2	21.30				2,77 1,27	2,77 1,27		3,73 1,62	3,73 1,62					4,78 1,95	7,47 2,55	1,65 0,82	2,11 1,01	2,77 1,30	3,73 1,65	0,0004	
3/4	26.70				2,87 1,69	2,87 1,69		3,91 2,20	3,91 2,20					5,56 2,90	7,82 3,64	1,65 1,04	2,11 1,31	2,87 1,71	3,91 2,24	0,0007	
1	33.40				3,38 2,50	3,38 2,50		4,55 3,24	4,55 3,24					6,35 4,24	9,09 5,45	1,65 1,33	2,77 2,13	3,38 2,55	4,55 3,29	0,0011	
1 1/4	42.20				3,56 3,39	3,56 3,39		4,85 4,47	4,85 4,47					6,35 5,61	9,70 7,77	1,65 1,68	2,77 2,76	3,56 3,46	4,85 4,56	0,0018	
1 1/2	48.30				3,68 4,05	3,68 4,05		5,08 5,41	5,08 5,41					7,14 7,25	10,15 9,56	1,65 1,95	2,77 3,17	3,68 4,13	5,08 5,51	0,0023	
2	60.30				3,91 5,44	3,91 5,44		5,54 7,48	5,54 7,48					8,74 11,11	11,07 13,44	1,65 2,44	2,77 4,01	3,91 5,54	5,54 7,63	0,0036	
2 1/2	73.00				5,16 8,63	5,16 8,63		7,01 11,41	7,01 11,41					9,53 14,92	14,02 20,39	2,11 3,77	3,05 5,36	5,16 8,81	7,01 11,64	0,0053	
3	88.90				5,49 11,29	5,49 11,29		7,62 15,27	7,62 15,27					11,13 21,35	15,24 27,68	2,11 4,60	3,05 6,59	5,49 11,52	7,62 15,59	0,0079	
3 1/2	101.60				5,74 13,57	5,74 13,57		8,08 18,63	8,08 18,63					— —	— —	2,11 5,29	3,05 7,55	5,74 13,84	8,08 19,01	0,0103	
4	114.30				6,02 16,07	6,02 16,07		8,56 22,32	8,56 22,32			11,13 28,32		13,49 33,54	17,12 41,03	2,11 5,96	3,05 8,52	6,02 16,40	8,56 22,77	0,0130	
5	141.30				6,55 21,77	6,55 21,77		9,53 30,97	9,53 30,97			12,70 40,28		15,88 49,11	19,05 57,43	2,77 9,67	3,40 11,82	6,55 22,20	9,53 31,59	0,0199	
6	168.30				7,11 28,26	7,11 28,26		10,97 42,56	10,97 42,56			14,27 54,20		18,26 67,56	21,95 79,22	2,77 11,55	3,40 14,13	7,11 28,83	10,97 43,42	0,028	
8	219.10				6,35 33,31	7,04 36,81	8,18 42,55	8,18 42,55	10,31 53,08	12,70 64,64	12,70 64,64	15,09 75,92	18,26 90,44	20,62 100,92	23,01 111,27	22,23 107,92	2,77 15,09	3,76 20,37	8,18 43,39	12,70 65,95	0,048
10	273.10				6,35 41,77	7,80 51,03	9,27 60,31	9,27 60,31	12,70 81,55	12,70 81,55	15,09 96,01	18,26 114,75	21,44 133,06	25,40 155,15	28,58 172,33	25,40 155,15	3,40 23,08	4,19 28,34	9,27 61,52	12,70 83,19	0,074
12	323.90				6,35 49,73	8,38 65,20	9,53 73,88	10,31 79,73	14,27 108,96	12,70 97,46	17,48 132,08	21,44 159,91	25,40 186,97	28,58 208,14	33,32 238,76	25,40 186,97	3,96 31,89	4,57 36,73	9,52 75,32	12,70 99,43	0,104
14	355.60	6,35 54,69	7,92 67,90	9,53 81,33	9,53 81,33	11,13 94,55	15,09 126,71	12,70 107,39	19,05 158,10	23,83 194,96	27,79 224,65	31,75 253,56	35,71 281,70			3,96 35,06	4,78 42,14			0,126	
16	406.40	6,35 62,64	7,92 77,83	9,53 93,27	9,53 93,27	12,70 123,30	16,66 160,12	12,70 123,30	21,44 203,53	26,19 245,56	30,96 286,64	36,53 333,19	40,49 365,35			4,19 42,41	4,78 48,26			0,165	
18	457.00	6,35 70,57	7,92 87,71	11,13 122,38	9,53 105,16	14,27 155,80	19,05 205,74	12,70 139,15	23,88 254,55	29,36 309,62	34,93 363,56	39,67 408,26	45,24 459,37			4,19 47,77	4,78 54,36			0,208	
20	508.00	6,35 78,55	9,53 117,15	12,70 155,12	9,53 117,15	15,09 183,42	20,62 247,83	12,70 155,12	26,19 311,17	32,54 381,53	38,10 441,49	44,45 508,11	50,01 564,81			4,78 60,46	5,54 70,00			0,258	
22	559.00	6,35 86,54	9,53 129,13	12,70 171,09	9,53 129,13	— —	22,23 294,25	12,70 171,09	28,58 373,83	34,93 451,42	41,28 527,02	47,63 600,63	53,98 672,26			4,78 66,57	5,54 77,06			0,312	
24	610.00	6,35 94,53	9,53 141,12	14,27 209,64	9,53 141,12	17,48 255,41	24,61 355,26	12,70 187,06	30,96 442,08	38,89 547,71	46,02 640,03	52,37 720,15	59,54 808,22			5,54 84,16	6,35 96,37			0,372	
26	660.00	7,92 127,36	12,70 202,72	— —	9,53 152,87	— —	— —	12,70 202,72	— —	— —	— —	— —	— —	0,435							
28	711.00	7,92 137,32	12,70 218,69	15,88 271,21	9,53 164,85	— —	— —	12,70 218,69	— —	— —	— —	— —	— —	0,505							
30	762.00	7,92 147,28	12,70 234,67	15,88 292,18	9,53 176,84	— —	— —	12,70 234,67	— —	6,35 120,72	7,92 150,36	— —	— —	— —	0,580						
32	813.00	7,92 157,24	12,70 250,64	15,88 312,15	9,53 188,82	17,48 342,91	— —	12,70 250,64	— —	— —	— —	— —	— —	0,660							
34	864.00	7,92 167,20	12,70 266,61	15,88 332,12	9,53 200,31	17,48 364,90	— —	12,70 266,61	— —	— —	— —	— —	— —	0,746							
36	914.00	7,92 176,96	12,70 282,27	15,88 351,70	9,53 212,56	19,05 420,42	— —	12,70 282,27	— —	— —	— —	— —	— —	0,835							
38	965.00	— —	— —	— —	9,53 224,54	— —	— —	12,70 298,24	— —	— —	— —	— —	— —	0,931							
40	1016.00	— —	— —	— —	9,53 236,53	— —	— —	12,70 314,22	— —	— —	— —	— —	— —	1,032							
42	1067.00	— —	— —	— —	9,53 248,52	— —	— —	12,70 330,19	— —	— —	— —	— —	— —	1,138							
44	1118.00	— —	— —	— —	9,53 260,50	— —	— —	12,70 346,16	— —	— —	— —	— —	— —	1,249							
46	1168.00	— —	— —	— —	9,53 272,25	— —	— —	12,70 351,82	— —	— —	— —	— —	— —	1,364							
48	1219.00	— —	— —	— —	9,53 284,24	— —	— —	12,70 377,79	— —	— —	— —	— —	— —	1,485							

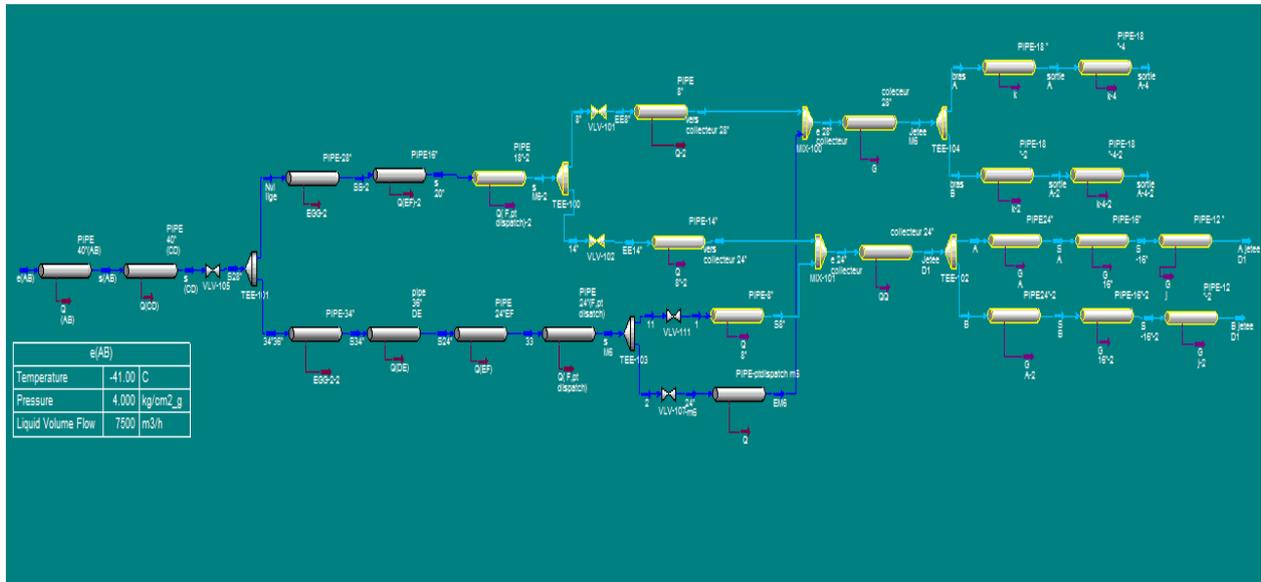
Without engagement



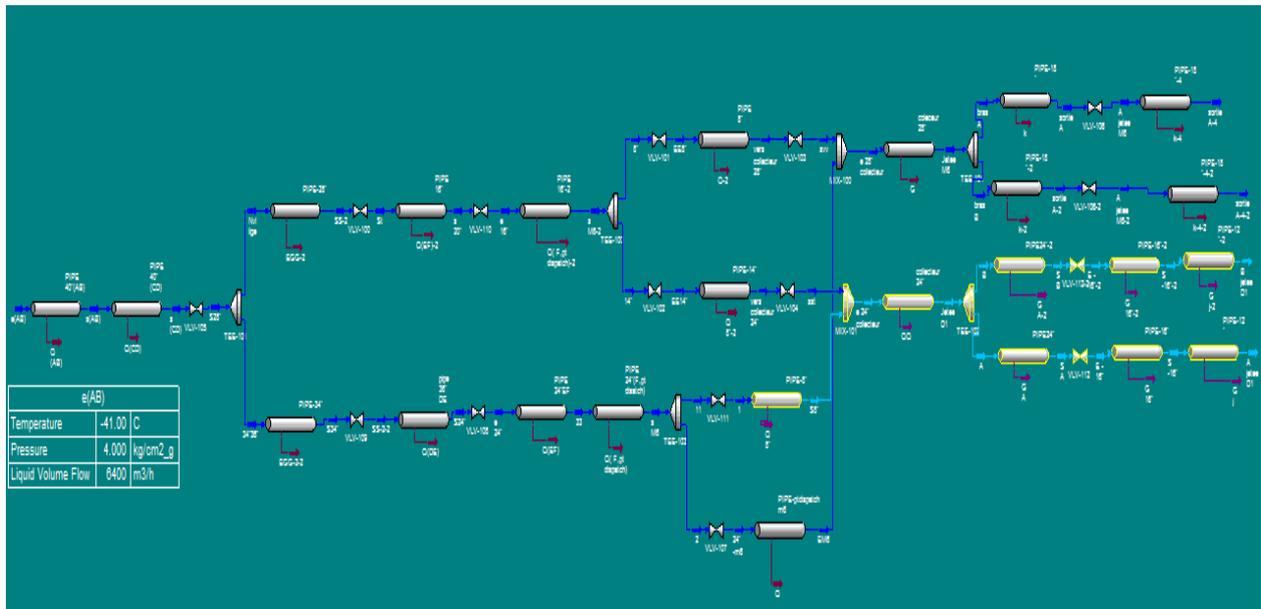
Annexe 2

Simulation

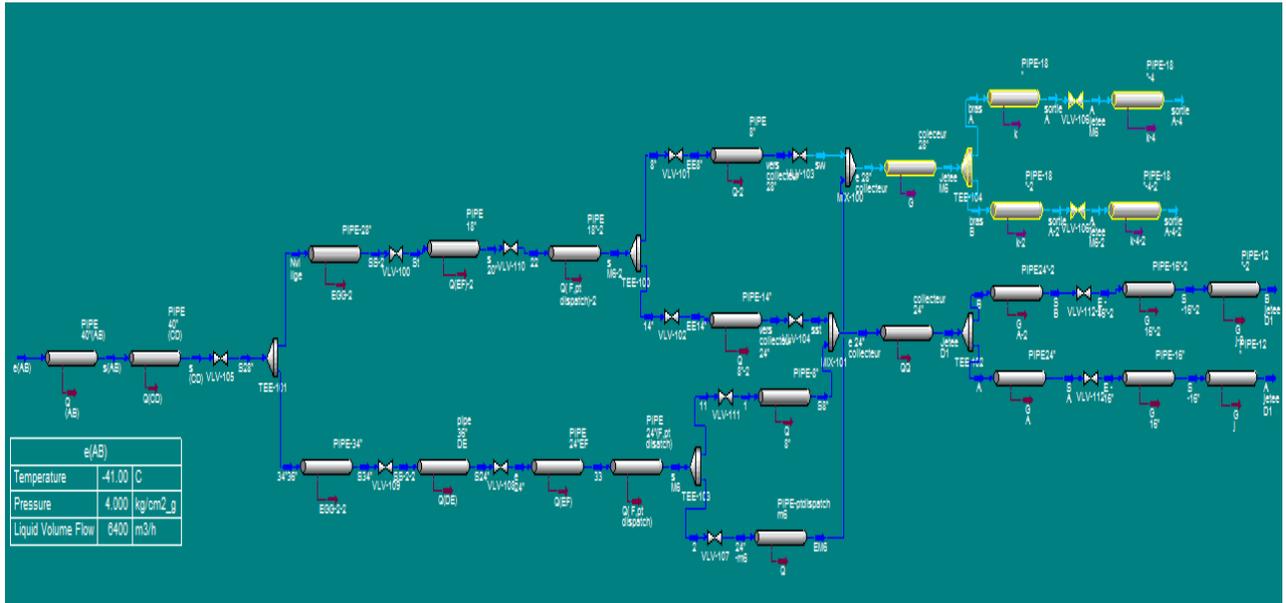
Les schémas de simulations des quatre cas proposés :



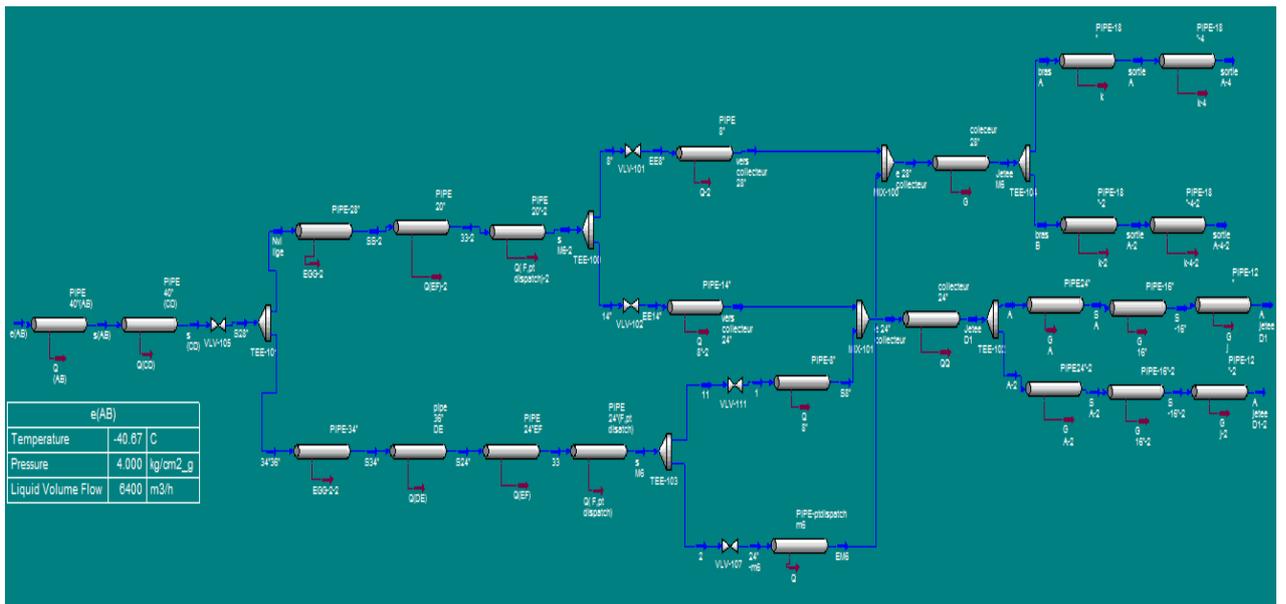
Scénario de 1 er cas proposé



Scénario de 2éme cas proposé



Scénario de 3ème cas proposé



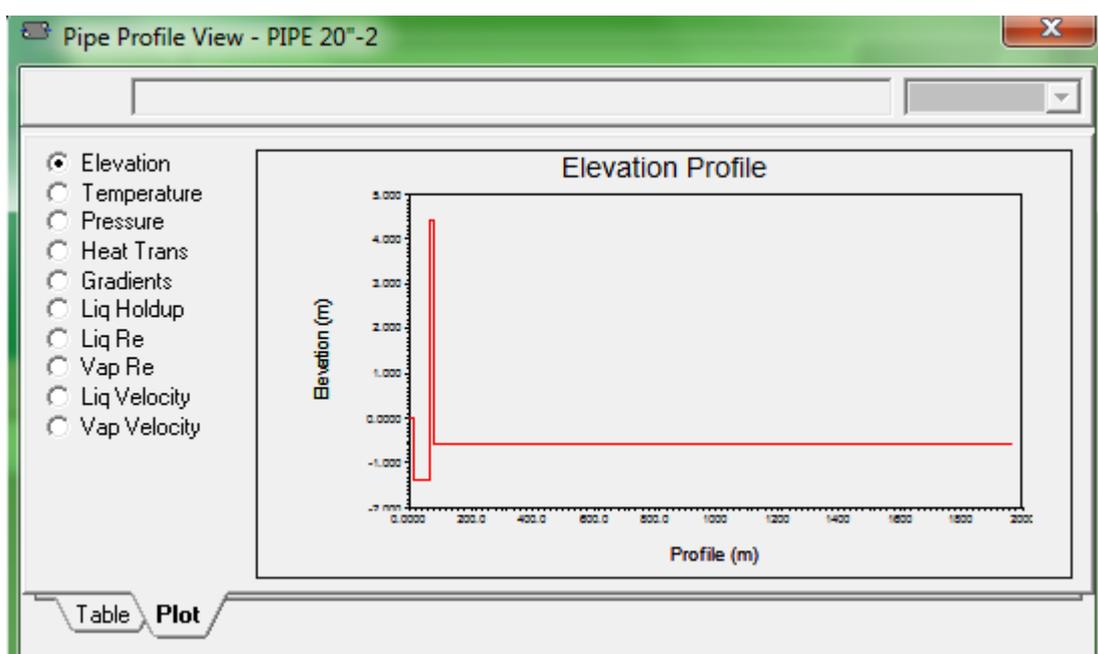
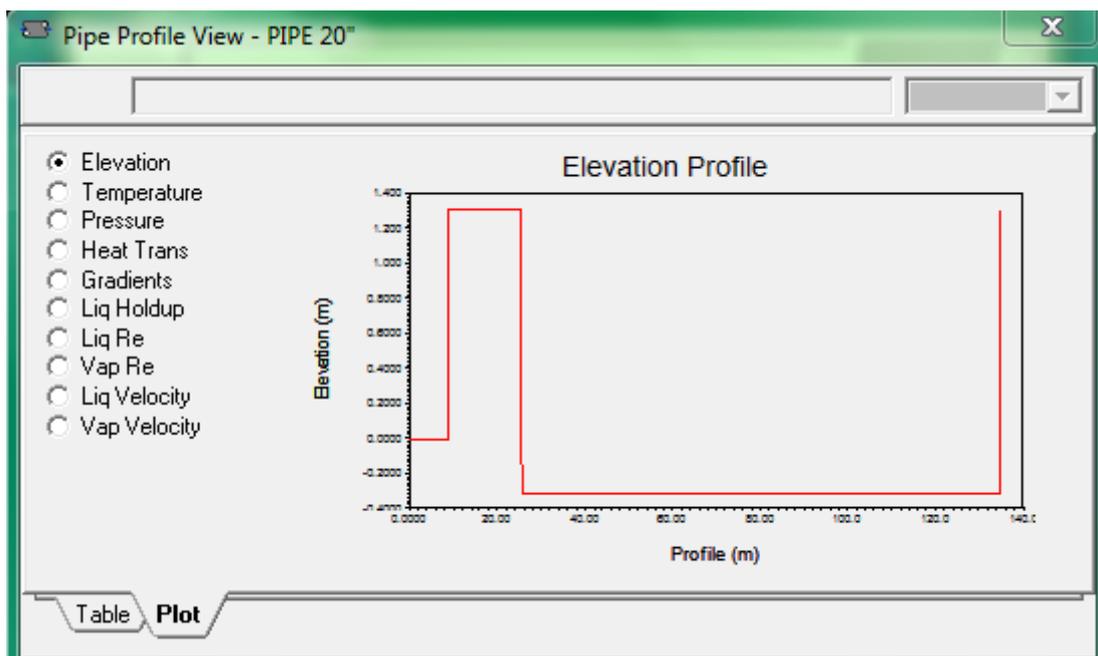
Scénario de 4ème cas proposé

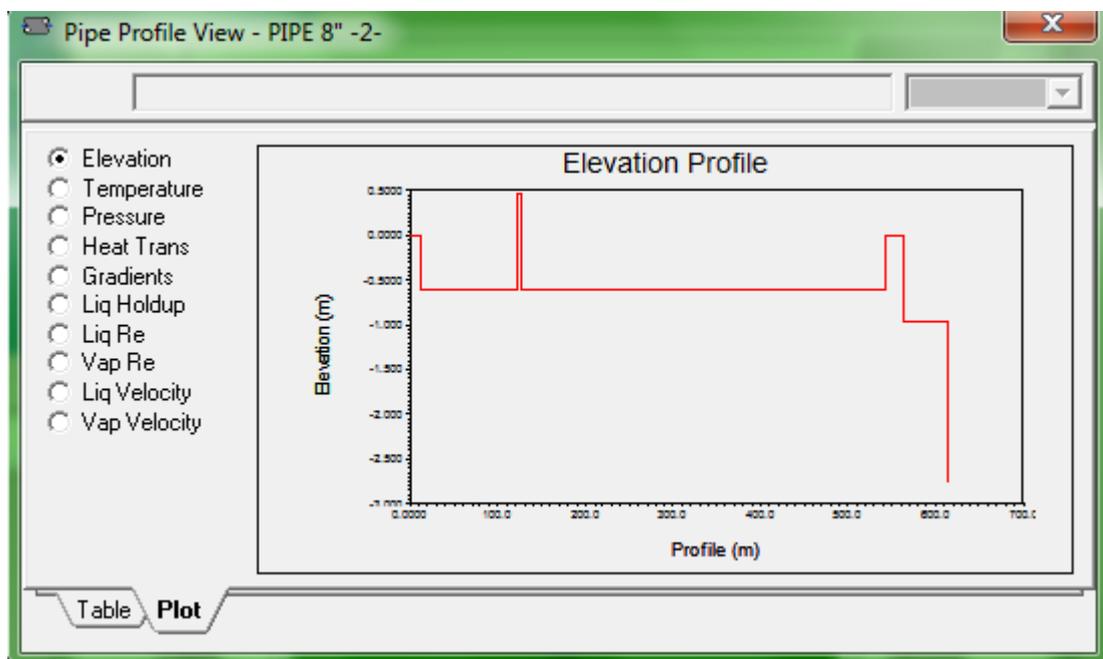
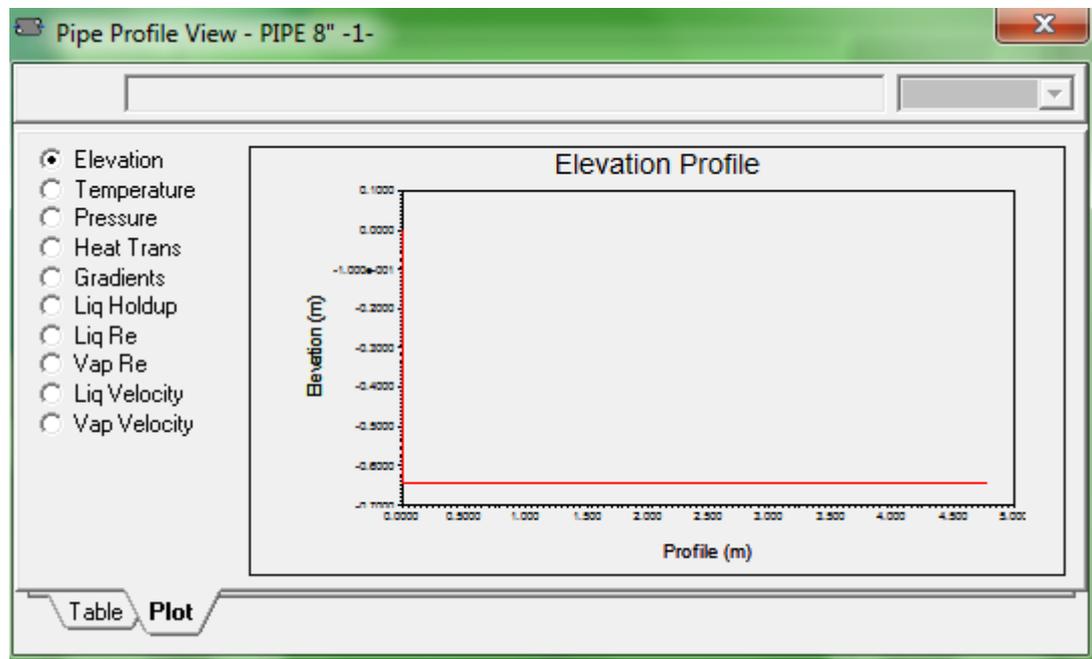
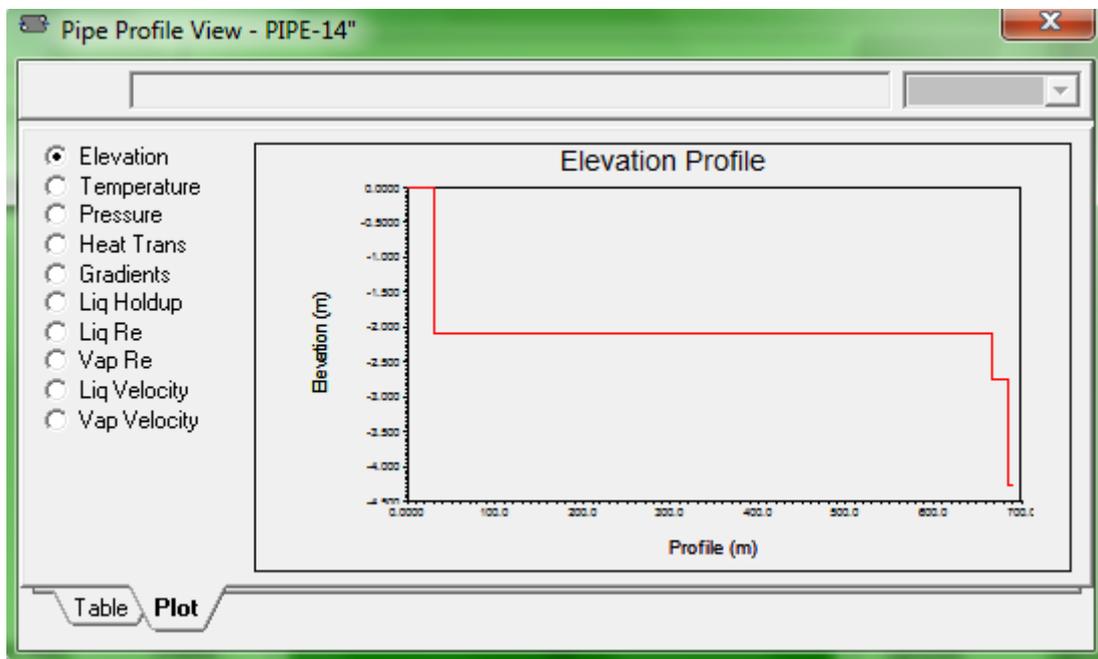
Les caractéristiques de la nouvelle ligne :

Pipe 28''	Longueur de pipe (mm)	Elevation (mm)	Coude	Vanne
	3723	-	1	1
	4003	-	1	1
	4475	-	1	-
	1421	+1313	1	-
	16282	-	1	-

Pipe 20''	1674	-1626	1	-
	5907	-	1	-
	97015	-	1	-
	5912	-	1	-
	1626	+1626	1	-
	16576	-	1	-
	1373	-1373	1	-
	3472	-	1	Vanne + tee
	42064	-	-	-
	5807	+5807	-	-
	16252	-	1	-
	5000	-5000	1	-
	26335	-	1	-
	2650	-	1	-
	1860079	-	-	Vanne + tee
Pipe 14''	980	-	-	1
	29833	-	1	-
	2076	-2076	1	-
	412833	-	1	-
	209489	-	1	-
	1947	+1947	1	-
	10270	-	1	-
	2000	-	1	-
	650	-650	1	-
	17255	-	1	-
	1523	-1523	1	-
	1390	-	1	-
	5593	-	1	-
	1065	-	-	1
Pipe 8''	1340	-643	1	-
	4775	-	1	1
	4345	-	1	-
	6620	-	1	-
	610	-610	1	-
	110234	-	1	-
	1080	+1080	1	-
	6087	-	1	-
	1080	-1080	1	-
	67423	-	1	-
	1380	-	1	-
	4875	-	1	-
	324161	-	1	-
	1820	-	1	-
	16000	-	1	-
	619	+600	1	-
	6841	-	1	-

	1937	-	1	-
	11707	-	1	-
	954	-954	1	-
	28410	-	1	-
	900	-	1	-
	19917	-	1	-
	2079	-	1	-
	1787	-1787	1	-
	2000	-	-	1





1	 tbn Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	C:\Users\info\Desktop\tout la simulation\cas actuel 2800 D1.hsc
2		Unit Set:	NewUser1
3		Date/Time:	Tue Jun 18 19:30:24 2019
4			
5			

Workbook: Case (Main)

Streams

Name	6	1	2	3	015
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-40.45	-40.50 *	-40.48	-40.47	-40.33
Pressure (kg/cm2_g)	3.593	4.000 *	3.726	3.871	2.646
Molar Flow (kgmole/h)	3.217e+004	3.217e+004	3.217e+004	3.217e+004	0.0000
Mass Flow (kg/h)	1.416e+006	1.416e+006	1.416e+006	1.416e+006	0.0000
Liquid Volume Flow (m3/h)	2800	2800 *	2800	2800	0.0000
Heat Flow (kcal/h)	-9.767e+008	-9.768e+008	-9.767e+008	-9.767e+008	0.0000
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004
Name	14	5	07	08	7
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-39.37	-40.46	-40.44	-40.43	-40.44
Pressure (kg/cm2_g)	2.660	3.663	3.389	3.279	3.389
Molar Flow (kgmole/h)	2413	3.217e+004	2.976e+004	2.976e+004	2413
Mass Flow (kg/h)	1.062e+005	1.416e+006	1.310e+006	1.310e+006	1.062e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	210.0	2800	2590	2590	210.0
Heat Flow (kcal/h)	-7.320e+007	-9.767e+008	-9.035e+008	-9.035e+008	-7.325e+007
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.034e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004
Name	12	11	10	011	010
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-39.53	-39.54	-39.54	-40.34	-40.34
Pressure (kg/cm2_g)	3.005	3.209	3.209	2.661	2.661
Molar Flow (kgmole/h)	2413	0.0000	2413	0.0000	2.976e+004
Mass Flow (kg/h)	1.062e+005	0.0000	1.062e+005	0.0000	1.310e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	210.0	0.0000	210.0	0.0000	2590
Heat Flow (kcal/h)	-7.320e+007	0.0000	-7.320e+007	0.0000	-9.034e+008
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.034e+004	-3.034e+004	-3.034e+004	-3.036e+004	-3.036e+004
Name	012	014	013	15	09
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-40.33	-40.30	-40.33	-39.53	-40.34
Pressure (kg/cm2_g)	2.458	2.101	2.560	3.194	2.661
Molar Flow (kgmole/h)	2.976e+004	2.976e+004	0.0000	0.0000	2.976e+004
Mass Flow (kg/h)	1.310e+006	1.310e+006	0.0000	0.0000	1.310e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2590	2590	0.0000	0.0000	2590
Heat Flow (kcal/h)	-9.034e+008	-9.034e+008	0.0000	0.0000	-9.034e+008
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.034e+004	-3.036e+004
Name	13	9	8	Jetee D1	nouvelle ligne
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-39.53	-39.54	-40.40	-40.23	-40.45
Pressure (kg/cm2_g)	3.107	3.209	3.388	2.101	3.593
Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	2413	2413	3.217e+004	2413
Mass Flow (kg/h)	0.0000	1.062e+005	1.062e+005	1.416e+006	1.062e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.0000	210.0	210.0	2800	210.0
Heat Flow (kcal/h)	0.0000	-7.320e+007	-7.325e+007	-9.766e+008	-7.325e+007
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.034e+004	-3.034e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004
Name	ligne existant	jeteeM-6	jetee M6	4	Q5
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	---
Temperature (C)	-40.45	-39.53	-40.33	-40.46	---
Pressure (kg/cm2_g)	3.593	3.092	2.544	3.867	---
Molar Flow (kgmole/h)	2.976e+004	0.0000	0.0000	3.217e+004	---
Mass Flow (kg/h)	1.310e+006	0.0000	0.0000	1.416e+006	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	2590	0.0000	0.0000	2800	---
Heat Flow (kcal/h)	-9.035e+008	0.0000	0.0000	-9.767e+008	-3596
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.036e+004	-3.034e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	---

1	 tbn Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\Users\info\Desktop\tout la simulation\cas actuel 2800 D1.hsc
2		Unit Set: NewUser1
3		Date/Time: Tue Jun 18 19:30:24 2019
4		
5		

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

11	Name	Q7	Q1	Q013	Q12	Q3
12	Vapour Fraction	---	---	---	---	---
13	Temperature (C)	---	---	---	---	---
14	Pressure (kg/cm2_g)	---	---	---	---	---
15	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
16	Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
18	Heat Flow (kcal/h)	-2133	-2.375e+004	0.0000 *	-7733	-1905
19	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---	---	---	---	---
20	Name	Q07	Q012	Q13	Q8	Q08
21	Vapour Fraction	---	---	---	---	---
22	Temperature (C)	---	---	---	---	---
23	Pressure (kg/cm2_g)	---	---	---	---	---
24	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
25	Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
26	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
27	Heat Flow (kcal/h)	-2227	-1.906e+004	0.0000 *	-4.859e+004	-4.900e+004
28	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---	---	---	---	---
29	Name	Q2				
30	Vapour Fraction	---				
31	Temperature (C)	---				
32	Pressure (kg/cm2_g)	---				
33	Molar Flow (kgmole/h)	---				
34	Mass Flow (kg/h)	---				
35	Liquid Volume Flow (m3/h)	---				
36	Heat Flow (kcal/h)	-3943				
37	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---				

Unit Ops

40	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
41	pipe 36" DE	Pipe Segment	5	6	No	500.0 *
42				Q5		
43	PIPE 24"EF	Pipe Segment	7	8	No	500.0 *
44				Q7		
45	PIPE 40" (AB)	Pipe Segment	1	2	No	500.0 *
46				Q1		
47	PIPE 40" (CD)	Pipe Segment	2	3	No	500.0 *
48				Q2		
49	PIPE24"(Pt dispatch-M6)	Pipe Segment	013	015	No	500.0 *
50				Q013		
51	PIPE 24"(Pt diispach-D1)	Pipe Segment	012	014	No	500.0 *
52				Q012		
53	PIPE-8"	Pipe Segment	12	14	No	500.0 *
54				Q12		
55	PIPE-34	Pipe Segment	3	4	No	500.0 *
56				Q3		
57	PIPE 24" (EF -2)	Pipe Segment	07	08	No	500.0 *
58				Q07		
59	PIPE-ptdispatch m6	Pipe Segment	13	15	No	500.0 *
60				Q13		
61	PIPE 24"(F,pt disatch)	Pipe Segment	8	9	No	500.0 *
62				Q8		
63	PIPE 24"(F,pt disatch)-2	Pipe Segment	08	09	No	500.0 *
64				Q08		
65	TEE-103	Tee	9	11	No	500.0 *
66				10		
67	TEE-104	Tee	09	010	No	500.0 *
68				011		

1	 tbn Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	C:\Users\info\Desktop\tout la simulation\cas actuel 2800 D1.hsc
2		Unit Set:	NewUser1
3		Date/Time:	Tue Jun 18 19:30:24 2019
4			
5			

Workbook: Case (Main) (continued)

Unit Ops (continued)

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
TEE-100	Tee	6	nouvelle ligne	No	500.0 *
			ligne existant		
VLV-101	Valve	ligne existant	07	No	500.0 *
VLV-102	Valve	nouvelle ligne	7	No	500.0 *
VLV-107	Valve	11	13	No	500.0 *
VLV-111	Valve	10	12	No	500.0 *
VLV-108	Valve	010	012	No	500.0 *
VLV-100	Valve	011	013	No	500.0 *
VLV-103	Valve	15	jeteeM-6	No	500.0 *
VLV-104	Valve	015	jetee M6	No	500.0 *
VLV-105	Valve	4	5	No	500.0 *
		14	Jetee D1		
		014			
MIX-102	Mixer			No	500.0 *

25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

1	 tbn Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	C:\Users\info\Desktop\tout la simulation\nvl ligne D1 M6 sim final.hsc
2		Unit Set:	NewUser1
3		Date/Time:	Mon Jun 17 11:33:24 2019
4			
5			

Workbook: Case (Main)

Streams

Name	1	2	010	09	3
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-40.67 *	-40.66	-40.52	-40.52	-40.65
Pressure (kg/cm2_g)	4.000 *	3.652	1.370	1.370	3.772
Molar Flow (kgmole/h)	7.353e+004	7.353e+004	5.228e+004	1176	7.353e+004
Mass Flow (kg/h)	3.236e+006	3.236e+006	2.301e+006	5.176e+004	3.236e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	6400 *	6400	4550	102.4	6400
Heat Flow (kcal/h)	-2.233e+009	-2.233e+009	-1.588e+009	-3.571e+007	-2.233e+009
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004
Name	4	34"36"	Nvl lige	5	06
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-40.65	-40.65	-40.65	-40.65	-40.64
Pressure (kg/cm2_g)	3.670	3.670	3.670	3.669	3.556
Molar Flow (kgmole/h)	7.353e+004	5.345e+004	2.007e+004	2.007e+004	5.345e+004
Mass Flow (kg/h)	3.236e+006	2.353e+006	8.835e+005	8.835e+005	2.353e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	6400	4653	1747	1747	4653
Heat Flow (kcal/h)	-2.233e+009	-1.623e+009	-6.096e+008	-6.096e+008	-1.623e+009
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004
Name	8"	10	012	011	11
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-40.51	-40.51	-40.49	-40.22	-40.42
Pressure (kg/cm2_g)	2.623	2.623	0.7500	1.465	1.515
Molar Flow (kgmole/h)	5159	1.491e+004	5.228e+004	1176	1.491e+004
Mass Flow (kg/h)	2.271e+005	6.564e+005	2.301e+006	5.176e+004	6.564e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	449.0	1298	4550	102.4	1298
Heat Flow (kcal/h)	-1.566e+008	-4.529e+008	-1.588e+009	-3.570e+007	-4.529e+008
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.036e+004	-3.036e+004
Name	e 28" collecteur	e 24" collecteur	Jetee M6	Jetee D1	05
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-40.47	-40.41	-40.47	-40.40	-40.65
Pressure (kg/cm2_g)	0.6557	1.465	0.6496	1.464	3.660
Molar Flow (kgmole/h)	5.744e+004	1.609e+004	5.744e+004	1.609e+004	5.345e+004
Mass Flow (kg/h)	2.528e+006	7.082e+005	2.528e+006	7.082e+005	2.353e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	4999	1401	4999	1401	4653
Heat Flow (kcal/h)	-1.744e+009	-4.886e+008	-1.744e+009	-4.886e+008	-1.623e+009
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.037e+004	-3.036e+004	-3.037e+004	-3.036e+004	-3.037e+004
Name	A2	A3	bras A	B2	B3
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-40.47	-40.47	-40.47	-40.47	-40.47
Pressure (kg/cm2_g)	0.6347	0.6292	0.6496	0.6347	0.6292
Molar Flow (kgmole/h)	2.872e+004	2.872e+004	2.872e+004	2.872e+004	2.872e+004
Mass Flow (kg/h)	1.264e+006	1.264e+006	1.264e+006	1.264e+006	1.264e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2500	2500	2500	2500	2500
Heat Flow (kcal/h)	-8.721e+008	-8.721e+008	-8.721e+008	-8.721e+008	-8.721e+008
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004
Name	bras B	A-2-2	A-2-3	A-2-4	bras A-2-
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-40.47	-40.40	-40.40	-40.40	-40.40
Pressure (kg/cm2_g)	0.6496	1.464	1.463	1.461	1.464
Molar Flow (kgmole/h)	2.872e+004	8045	8045	8045	8045
Mass Flow (kg/h)	1.264e+006	3.541e+005	3.541e+005	3.541e+005	3.541e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2500	700.3	700.3	700.3	700.3
Heat Flow (kcal/h)	-8.721e+008	-2.443e+008	-2.443e+008	-2.443e+008	-2.443e+008
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.037e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004

1	 tbn Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	C:\Users\info\Desktop\tout la simulation\nvl ligne D1 M6 sim final.hsc
2		Unit Set:	NewUser1
3		Date/Time:	Mon Jun 17 11:33:24 2019
4			
5			

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

11	Name	B-2-2	B-2-3	B-2-4	bras B-2-	07
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	-40.40	-40.40	-40.40	-40.40	-40.63
14	Pressure (kg/cm2_g)	1.464	1.463	1.461	1.464	3.250
15	Molar Flow (kgmole/h)	8045	8045	8045	8045	5.345e+004
16	Mass Flow (kg/h)	3.541e+005	3.541e+005	3.541e+005	3.541e+005	2.353e+006
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	700.3	700.3	700.3	700.3	4653
18	Heat Flow (kcal/h)	-2.443e+008	-2.443e+008	-2.443e+008	-2.443e+008	-1.623e+009
19	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.037e+004
20	Name	08	8	9	6	7
21	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Temperature (C)	-40.52	-40.51	-40.37	-40.64	-40.51
23	Pressure (kg/cm2_g)	1.370	2.597	0.6557	3.436	2.623
24	Molar Flow (kgmole/h)	5.345e+004	5159	5159	2.007e+004	2.007e+004
25	Mass Flow (kg/h)	2.353e+006	2.271e+005	2.271e+005	8.835e+005	8.835e+005
26	Liquid Volume Flow (m3/h)	4653	449.0	449.0	1747	1747
27	Heat Flow (kcal/h)	-1.623e+009	-1.566e+008	-1.566e+008	-6.096e+008	-6.095e+008
28	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.036e+004	-3.037e+004	-3.037e+004
29	Name	Q(DE)	Q (AB)	Q(CD)	EGG-2	EGG-2-2
30	Vapour Fraction	---	---	---	---	---
31	Temperature (C)	---	---	---	---	---
32	Pressure (kg/cm2_g)	---	---	---	---	---
33	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
34	Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
35	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
36	Heat Flow (kcal/h)	-3607	-2.382e+004	-3956	-108.3	-1911
37	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---	---	---	---	---
38	Name	Q	Q 8"	Q 8"-2	G	QQ
39	Vapour Fraction	---	---	---	---	---
40	Temperature (C)	---	---	---	---	---
41	Pressure (kg/cm2_g)	---	---	---	---	---
42	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
43	Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
44	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
45	Heat Flow (kcal/h)	0.0000 *	-7870	-1.062e+004	-347.8	-1822
46	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---	---	---	---	---
47	Name	k	k-4	k-2	k-4-2	Q(EF)
48	Vapour Fraction	---	---	---	---	---
49	Temperature (C)	---	---	---	---	---
50	Pressure (kg/cm2_g)	---	---	---	---	---
51	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
52	Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
53	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
54	Heat Flow (kcal/h)	-97.96	-78.36	-97.96	-78.36	-2144
55	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---	---	---	---	---
56	Name	G A	G 16"	G j	G A-2	G 16"-2
57	Vapour Fraction	---	---	---	---	---
58	Temperature (C)	---	---	---	---	---
59	Pressure (kg/cm2_g)	---	---	---	---	---
60	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
61	Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
62	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
63	Heat Flow (kcal/h)	-75.69	-35.40	-43.91	-75.69	-35.40
64	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---	---	---	---	---

1	 tbn Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	C:\Users\info\Desktop\tout la simulation\nvl ligne D1 M6 sim final.hsc
2		Unit Set:	NewUser1
3		Date/Time:	Mon Jun 17 11:33:24 2019
4			
5			

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

Name	G j-2	Q(F,pt dispatch)	Q-2	jj	Q(EF)-2
Vapour Fraction	---	---	---	---	---
Temperature (C)	---	---	---	---	---
Pressure (kg/cm2_g)	---	---	---	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
Heat Flow (kcal/h)	-43.91	-4.915e+004	0.0000 *	-6683	-2853
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---	---	---	---	---
Name	Q(F,pt dispatch)-2				
Vapour Fraction	---				
Temperature (C)	---				
Pressure (kg/cm2_g)	---				
Molar Flow (kgmole/h)	---				
Mass Flow (kg/h)	---				
Liquid Volume Flow (m3/h)	---				
Heat Flow (kcal/h)	-4.265e+004				
Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---				

Unit Ops

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
pipe 36" DE	Pipe Segment	05	06 Q(DE)	No	500.0 *
PIPE 40"(AB)	Pipe Segment	1	2 Q (AB)	No	500.0 *
PIPE 40" (CD)	Pipe Segment	2	3 Q(CD)	No	500.0 *
PIPE-28"	Pipe Segment	Nvl lige	5 EGG-2	No	500.0 *
PIPE-34"	Pipe Segment	34"36"	05 EGG-2-2	No	500.0 *
PIPE-ptdispatch m6	Pipe Segment	010	012 Q	No	500.0 *
PIPE-8"	Pipe Segment	09	011 Q 8"	No	500.0 *
PIPE-14"	Pipe Segment	10	11 Q 8"-2	No	500.0 *
colecœur 28"	Pipe Segment	e 28" collecteur	Jetee M6 G	No	500.0 *
colecœur 24"	Pipe Segment	e 24" collecteur	Jetee D1 QQ	No	500.0 *
PIPE-18 "	Pipe Segment	bras A	A2 k	No	500.0 *
PIPE-18 "-4	Pipe Segment	A2	A3 k-4	No	500.0 *
PIPE-18 "-2	Pipe Segment	bras B	B2 k-2	No	500.0 *
PIPE-18 "-4-2	Pipe Segment	B2	B3 k-4-2	No	500.0 *
PIPE 24"EF	Pipe Segment	06	07 Q(EF)	No	500.0 *
PIPE24"	Pipe Segment	bras A-2-	A-2-2 G A	No	500.0 *
PIPE-16"	Pipe Segment	A-2-2	A-2-3 G 16"	No	500.0 *
PIPE-12 "	Pipe Segment	A-2-3	A-2-4 G j	No	500.0 *
PIPE24"-2	Pipe Segment	bras B-2-	B-2-2	No	500.0 *

1	 tbn Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	C:\Users\info\Desktop\tout la simulation\nvl ligne D1 M6 sim final.hsc
2		Unit Set:	NewUser1
3		Date/Time:	Mon Jun 17 11:33:24 2019
4			
5			

Workbook: Case (Main) (continued)

Unit Ops (continued)

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
PIPE24"-2	Pipe Segment		G A-2	No	500.0 *
PIPE-16"-2	Pipe Segment	B-2-2	B-2-3	No	500.0 *
			G 16"-2		
PIPE-12 "-2	Pipe Segment	B-2-3	B-2-4	No	500.0 *
			G j-2		
PIPE 24"(F,pt disatch)	Pipe Segment	07	08	No	500.0 *
			Q(F,pt dispatch)		
PIPE 8" -1-	Pipe Segment	8"	8	No	500.0 *
			Q-2		
PIPE 8" -2-	Pipe Segment	8	9	No	500.0 *
			jj		
PIPE 20"	Pipe Segment	5	6	No	500.0 *
			Q(EF)-2		
PIPE 20"-2	Pipe Segment	6	7	No	500.0 *
			Q(F,pt dispatch)-2		
TEE-103	Tee	08	010	No	500.0 *
			09		
TEE-101	Tee	4	Nvl lige	No	500.0 *
			34"36"		
TEE-100	Tee	7	8"	No	500.0 *
			10		
TEE-104	Tee	Jeteo M6	bras A	No	500.0 *
			bras B		
TEE-102	Tee	Jeteo D1	bras A-2-	No	500.0 *
			bras B-2-		
VLV-105	Valve	3	4	No	500.0 *
MIX-100	Mixer	012	e 28" collecteur	No	500.0 *
			9		
MIX-101	Mixer	011	e 24" collecteur	No	500.0 *
			11		

42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

1	 tbn Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	C:\Users\info\Desktop\tout la simulation\nouvelle ligne cool down.hsc
2		Unit Set:	NewUser1
3		Date/Time:	Mon Jun 17 00:53:08 2019
4			
5			

Workbook: Case (Main)

Streams

11	Name	1	s(AB)	2	3	4
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	-41.00 *	-40.83	-40.79	-40.79	-40.79
14	Pressure (kg/cm2_g)	5.200 *	4.944	4.993	5.095	4.993
15	Molar Flow (kgmole/h)	5744	5744	5744	5744	5744
16	Mass Flow (kg/h)	2.528e+005	2.528e+005	2.528e+005	2.528e+005	2.528e+005
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	500.0 *	500.0	500.0	500.0	500.0
18	Heat Flow (kcal/h)	-1.745e+008	-1.745e+008	-1.745e+008	-1.745e+008	-1.745e+008
19	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004	-3.037e+004
20	Name	8"	14"	11	09	13
21	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Temperature (C)	-40.44	-40.44	-40.18	-40.32	-40.17
23	Pressure (kg/cm2_g)	4.760	4.760	3.776	4.890	3.772
24	Molar Flow (kgmole/h)	1476	4268	4268	4268	5744
25	Mass Flow (kg/h)	6.498e+004	1.879e+005	1.879e+005	1.879e+005	2.528e+005
26	Liquid Volume Flow (m3/h)	128.5	371.5	371.5	371.5	500.0
27	Heat Flow (kcal/h)	-4.482e+007	-1.296e+008	-1.296e+008	-1.296e+008	-1.744e+008
28	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.036e+004
29	Name	9	10	6	7	5
30	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Temperature (C)	-40.44	-40.23	-40.77	-40.44	-40.78
32	Pressure (kg/cm2_g)	4.792	4.771	4.801	4.760	4.891
33	Molar Flow (kgmole/h)	1476	1476	5744	5744	5744
34	Mass Flow (kg/h)	6.498e+004	6.498e+004	2.528e+005	2.528e+005	2.528e+005
35	Liquid Volume Flow (m3/h)	128.5	128.5	500.0	500.0	500.0
36	Heat Flow (kcal/h)	-4.482e+007	-4.482e+007	-1.745e+008	-1.744e+008	-1.745e+008
37	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.036e+004	-3.036e+004	-3.037e+004	-3.036e+004	-3.037e+004
38	Name	vers bac de stockag	12	Q (AB)	Q(CD)	EGG-2
39	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	---	---	---
40	Temperature (C)	-39.80	-40.18	---	---	---
41	Pressure (kg/cm2_g)	3.748	3.776	---	---	---
42	Molar Flow (kgmole/h)	5744	5744	---	---	---
43	Mass Flow (kg/h)	2.528e+005	2.528e+005	---	---	---
44	Liquid Volume Flow (m3/h)	500.0	500.0	---	---	---
45	Heat Flow (kcal/h)	-1.743e+008	-1.744e+008	-2.391e+004	-3965	-108.5
46	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-3.035e+004	-3.036e+004	---	---	---
47	Name	Q 8"	Q 8"-2	Q(EF)	Q(F,pt dispatch)	Q-2
48	Vapour Fraction	---	---	---	---	---
49	Temperature (C)	---	---	---	---	---
50	Pressure (kg/cm2_g)	---	---	---	---	---
51	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
52	Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
53	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
54	Heat Flow (kcal/h)	-7859	-1.061e+004	-2123	-4.865e+004	0.0000 *
55	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---	---	---	---	---
56	Name	jj	Q(EF)-2	Q(F,pt dispatch)-2		
57	Vapour Fraction	---	---	---		
58	Temperature (C)	---	---	---		
59	Pressure (kg/cm2_g)	---	---	---		
60	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---		
61	Mass Flow (kg/h)	---	---	---		
62	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---		
63	Heat Flow (kcal/h)	-6668	-2860	-4.265e+004		
64	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	---	---	---		

Unit Ops

67	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
68	PIPE 40"(AB)	Pipe Segment	1	s(AB)	No	500.0 *
69	Hyprotech Ltd. HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)					Page 1 of 2

1	 tbn Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	C:\Users\info\Desktop\tout la simulation\nouvelle ligne cool down.hsc
2		Unit Set:	NewUser1
3		Date/Time:	Mon Jun 17 00:53:08 2019
4			
5			

Workbook: Case (Main) (continued)

Unit Ops (continued)

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
PIPE 40"(AB)	Pipe Segment		Q (AB)	No	500.0 *
PIPE 40" (CD)	Pipe Segment	s(AB)	3	No	500.0 *
			Q(CD)		
PIPE-28"	Pipe Segment	2	4	No	500.0 *
			EGG-2		
PIPE-8" existant	Pipe Segment	09	11	No	500.0 *
			Q 8"		
PIPE-14"	Pipe Segment	14"	09	No	500.0 *
			Q 8"-2		
PIPE 24"EF	Pipe Segment	12	13	No	500.0 *
			Q(EF)		
PIPE 24"(F,pt disatch)	Pipe Segment	13	vers bac de stockage	No	500.0 *
			Q(F,pt dispatch)		
PIPE 8" -1-	Pipe Segment	8"	9	No	500.0 *
			Q-2		
PIPE 8" -2-	Pipe Segment	9	10	No	500.0 *
			jj		
PIPE 20"	Pipe Segment	5	6	No	500.0 *
			Q(EF)-2		
PIPE 20"-2	Pipe Segment	6	7	No	500.0 *
			Q(F,pt dispatch)-2		
TEE-100	Tee	7	8"	No	500.0 *
			14"		
VLV-105	Valve	3	2	No	500.0 *
VLV-101	Valve	4	5	No	500.0 *
MIX-100	Mixer	10	12	No	500.0 *
			11		
Optimizer - Spreadsheet	Spreadsheet			No	500.0 *

40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68