

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur  
et de la Recherche Scientifique  
Ecole Supérieure des Sciences Appliquées d'Alger



وزارة التعليم العالي والبحث العلمي  
المدرسة العليا في العلوم التطبيقية بالجزائر

Département du second cycle

## Mémoire de Fin d'Etudes

En vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état

Filière : Génie des Procédés

Spécialité : Procédés Organiques

Thème :

**Simulation de la colonne de désisopentane pour  
une TVR optimale.**

Présenté par : GHARBAOUI Abir  
Et par : BORDJIBA Chayma

Encadré (e) par : BERKACHE Kamel  
Co-encadré(e) par : KISMOUNE Billel

Soutenu le : 24/06/2023

Devant le jury composé de :

Mr. KHERFI Hamza	MCA	ESSA-Alger	President
Mme. BOUDERDARA Nabila	MCB	ESSA-Alger	Examinatrice
Mr. BERKACHE Kamel	MCA	ESSA-Alger	Encadreur
Mr. KISMOUNE Billel	Ingénieur	SONATRACH	Co-Encadreur

Binôme N° : 11PO/PFE/2023

## Résumé

Dans ce mémoire d'ingénieur, notre étude portait sur la simulation de la colonne de déisopentaneur dans le but d'atteindre une tension de vapeur Reid (TVR) optimale, Dans cette optique, nous avons entrepris une étude approfondie de la colonne de déisopentaneur pour ajuster les paramètres de fonctionnement à l'aide du logiciel HYSYS, garantissant ainsi la pleine satisfaction de notre client la raffinerie de SKIKDA. Parallèlement, nous avons veillé à maximiser la récupération de l'isopentane IC5 afin de le réinjecter dans le Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL), permettant ainsi une utilisation plus efficace de cette précieuse ressource.

## Abstract

In this engineer's thesis, our study focused on the simulation of the deisopentaneur column in order to achieve an optimal Reid vapor pressure (RVT). With this in mind, we undertook an in-depth study of the deisopentaneur column to adjust the operating parameters using the HYSYS software, thus guaranteeing the full satisfaction of our customer the SKIKDA refinery. At the same time, we have taken care to maximize the recovery of the isopentane IC5 in order to reinject it into the Liquefied Petroleum Gas (LPG), thus allowing more efficient use of this precious resource.

## ملخص

في هذا البحث الهندسي، تم التركيز على تطوير نموذج محاكاة لعمود التقطير لفصل مركب الذي إيزوبنتان. وكان هدفنا الرئيسي هو تحقيق أداء مثلى من حيث ضغط البخار. من هنا، أجرينا دراسة شاملة لعمود التقطير لضبط المعلمات والإعدادات الأمثل باستخدام برنامج المحاكاة المعتمد. تأتي هذه الجهود لتلبية توقعات ومتطلبات عملائنا في قطاع التكرير والبتروكيماويات. بالإضافة إلى ذلك، عملنا على تعزيز استردادية المركب المفصول من خلال إعادة استخدامه بكفاءة في عمليات التصنيع البترولية، بهدف الحصول على أقصى استفادة من هذا المورد القيم

## Remerciements

*Tout d'abord, nous souhaitons exprimer notre reconnaissance envers le bon Dieu pour nous avoir guidés et soutenus tout au long de cette expérience.*

*Nous tenons également à remercier chaleureusement notre encadrant M. Berkache pour son engagement constant.*

*Un grand merci à nos co-encadrants, M. Kismoune et M. Ouldjaoui, pour leur collaboration et leur soutien tout au long du projet. Leurs conseils et les documents qu'ils nous ont fournis ont été d'une grande aide.*

*Nous tenons également à exprimer notre sincère gratitude au président du jury et l'examinatrice, Mr. KHERFI Hamza et Mme. BOUDERDARA Nabila, pour leurs précieux commentaires et leurs critiques constructives, qui ont grandement amélioré la qualité globale de ce projet ainsi que le temps qu'ils ont consacré à étudier ce travail.*

*Nous souhaitons également exprimer notre gratitude envers M. Siab pour son soutien précieux. De la recherche du stage jusqu'à la fin de cette expérience.*

*Un merci spécial à M. Redouane pour l'installation du logiciel HYSYS, qui s'est avéré essentiel pour notre travail.*

*Nous tenons également à remercier M. Anis et M. Chiheb pour leurs explications claires et leur assistance précieuse.*

*Enfin, nous souhaitons exprimer notre reconnaissance envers toutes les personnes travaillant au complexe GNL1K pour leur contribution à notre projet.*

*A. Gharbaoui et C. Bordjiba.*

# Dédicace

*À la personne qui a toujours été ma lumière dans l'obscurité, qui a guidé mes pas avec sagesse et qui m'a soutenue de tout son cœur, ma très chère maman, que Dieu te protège.*

*À celui qui a toujours cru en moi et m'a encouragé à poursuivre mes rêves, mon cher papa.*

*À mes chers frères et sœurs, vous êtes les étoiles qui illuminent ma vie.*

*À mes beaux-frères et belles-sœurs.*

*À mes chers neveux et nièces, votre amour et votre innocence font briller mon cœur chaque jour.*

*À mon binôme, Chayma, notre collaboration est la clé de notre succès.*

*À mes amies proches, mes sœurs de cœur, Narimane, Sadia, Wissem et Chaima, merci pour chaque précieux instant passé ensemble.*

*À ma promotion, Procédé Organique 2023.*

*Je dédie cet humble mémoire.*

**G HARBAOUI Abir**

# *Dédicaces*

*Louange à Dieu, source de toute grâce et de toute  
miséricorde,*

*À mon père mon model de force,*

*À ma tendre mère,*

*À mes confidentes sœurs : Imane, Bouchra, Marwa et  
Ines,*

*À mes beaux-frères : Adil et Amine,*

*À mes très chers neveux et ma nièce : Tamer Salah, Yanis,  
Ghazal Layen et Massim,*

*À mon binôme, Abir, notre collaboration est la clé de notre  
succès.*

*À tous mes chers,*

*Et enfin, à la personne la plus inestimable dans ma vie,  
mon pilier, mon soutien infailible et mon inspiration  
constante, à mon frère bien-aimé Amine,*

*Je dédie ce modeste travail.*

***BORDJIBA Chayma***

# Table des matières

Résumé .....	2
<i>Remerciements</i> .....	3
Table des matières .....	6
Liste des abréviations .....	10
Liste des figures.....	12
Liste des tableaux .....	14
Introduction .....	15
Chapitre 1 Généralités sur les hydrocarbures.....	16
1.1 Gaz naturel.....	16
1.1.1 La découverte du gaz naturel .....	16
1.1.2 Composition du gaz naturel.....	18
1.1.3 Types du gaz naturel .....	18
1.1.3.1 Gaz conventionnel non associé.....	19
1.1.3.2 Gaz associé.....	19
1.1.3.3 Gaz biogénique .....	19
1.1.3.4 Gaz de charbon .....	20
1.1.3.5 Gaz de schiste .....	20
1.1.3.6 Hydrates .....	20
1.1.4 Les caractéristiques du gaz naturel.....	20
1.1.4.1 Concernant le transport et la distribution du gaz .....	21
1.1.4.2 Concernant l'utilisation.....	21
1.1.5 Utilisation du gaz naturel .....	22
1.2 Gaz naturel liquéfié .....	23
1.2.1 Introduction générale sur le GNL.....	23

1.2.2	Principales étapes des différentes opérations sur le GNL .....	24
1.2.2.1	Liquéfaction : Aspects économiques .....	24
1.2.2.2	Transport .....	25
1.2.2.3	Regazéification et distribution .....	25
1.3	Fiche technique de l'isopentane .....	26
1.3.1	Définition .....	26
1.3.2	Caractéristiques physiques .....	26
1.3.3	Réactivité.....	26
1.3.4	Domaines d'utilisation .....	27
1.3.5	Hygiène sécurité environnement (HSE).....	27
1.3.6	Risques .....	27
1.3.7	Sécurité.....	27
<b>Chapitre 2 Description du nouveau train de GNL de SKIKDA .....</b>		<b>28</b>
2.1	Situation géographique .....	28
2.2	Cas de marche prévus .....	28
2.3	Présentation des unités du méga train.....	29
2.3.1	Utilités .....	29
2.3.1.1	Azote .....	29
2.3.1.2	Système d'huile.....	30
2.3.1.3	Energie électrique .....	30
2.3.1.4	Système d'air instrument et air service.....	30
2.3.1.5	Système torche .....	30
2.3.1.6	Système d'eaux .....	30
2.3.1.7	Système d'eau de service .....	30
2.3.2	Train de liquéfaction et de fractionnement .....	31
2.3.2.1	Système de comptage et compression.....	32
2.3.2.2	Unité de décarbonatation du gaz naturel.....	33
2.3.2.3	Unité de déshydratation .....	33
2.3.2.4	Unité de Démercurisation .....	33
2.3.2.5	Unité de liquéfaction.....	33
2.3.2.6	Unité de fractionnement.....	34
<b>Chapitre 3 Partie Théorique .....</b>		<b>38</b>

3.1	Distillation .....	38
3.2	Equilibre liquide vapeur .....	39
3.3	Lois fondamentales.....	40
3.3.1	Titre molaire.....	40
3.3.2	Titre massique .....	40
	C'est le rapport de la masse d'un constituant à la masse totale du mélange.....	40
3.3.3	Pression de vapeur saturante .....	41
3.3.4	Loi de Dalton.....	41
3.3.5	Loi de Raoult.....	41
3.3.6	Volatilité.....	41
3.3.6.1	Volatilité absolue (V).....	42
3.3.6.2	Volatilité relative ( $\alpha$ ) .....	42
3.4	Appareillages d'une installation de distillation .....	42
3.4.1	La colonne .....	42
3.4.1.1	Colonne à plateaux.....	42
3.4.1.2	Colonne à garnissage .....	43
3.4.2	Rebouilleur .....	44
3.4.3	Condenseur.....	45
3.4.4	Ballon de reflux .....	45
3.4.5	Pompe.....	45
3.5	Types de distillation.....	45
3.5.1	Distillation simple .....	45
3.5.2	Rectification .....	45
<b>Chapitre 4 Partie Pratique et Calcul .....</b>		<b>46</b>
4.1	Problématique.....	46
4.2	Approche de simulation.....	47
4.3	Logiciel ASPEN HYSYS .....	48
4.3.1	Présentation du logiciel HYSYS .....	48
4.3.2	Principes de fonctionnement du HYSYS .....	48
4.4	Méthode suivie .....	49
4.4.1	Vérification du cas design du débutaniseur.....	49
4.4.2	Simulation désisopentaniseur .....	56



4.4.3 Optimisation des paramètres opérationnels du désopentaniseur pour atteindre un TVR optimal.....	63
Conclusion.....	65
Annexe A.....	66
A.1 .....	66
A.1.1 Implantation du nouveau méga train.....	66
A.1.2 Présentation générale du méga train .....	67
A.1.3 Désopentaniseur .....	68
A.2 Qualité de la gazoline produite.....	69
A.3 PFD de la colonne de débutaniseur et désopentaniseur.....	70
A.4 Datasheet de la colonne désopentaniseur .....	72
A.5 Datasheet de simulation HYSYS avec les nouveaux paramètres optimisés .....	75
Bibliographie .....	78

## Liste des abréviations

GNL : Gaz naturel liquéfié.  
GPL : Gaz de pétrole liquéfié.  
TVR : Tension de vapeur Reid.  
PCS : Pouvoir calorifique supérieur.  
PCI : Pouvoir calorifique inférieur.  
H<sub>2</sub>O : monoxyde d'hydrogène.  
H<sub>2</sub>S : le sulfure d'hydrogène.  
GL1K : Gaz naturel liquéfié pole 1 SKIKDA.  
GNL2K : Le nouveau méga train..  
MR : Mixte réfrigérant.  
FIR : Finite Implute Response .  
HMI : Human Machine Inetrface.  
GNT : Gaz naturel traité.  
CO<sub>2</sub> : Dioxyde de carbone.  
AMDEA : Méthyl Diéthanol amine activée.  
Hg : Mercure.  
C1 : Méthane.  
C2 : éthane.  
C3 : Propane.  
IC4 : Iso-butane.  
NC4 : Normal-butane.  
IC5 : Iso- pentane.  
NC5 : Normal-pentane.  
C6 : Hexane.  
KBR : KELOG BROWN & ROOT.  
HSE : Hygiène sécurité environnement.  
RA1K : La raffinerie de SKIKDA.

HYSYS : Hyprotech systems.

PFD : Process flow diagramme (schéma de procédé).

PR: Peng Robinson.

Bar a: bar absolue.

Bar eff: bar effective.

USD: Le Dollar American.

## Liste des figures

Figure 1-1: Evolution et projection de l’approvisionnement en énergie primaire par source d’énergie.....	17
Figure 2-1 – Les différentes sections des utilités .....	29
Figure 2-2 – Schéma synoptique du processus du méga train .....	32
Figure 2-3 – Schéma synoptique du fractionnement.....	34
Figure 2-4 – Schéma du débutaniseur .....	36
Figure 3-1 Colonne de distillation en 3D.....	38
Figure 3-2 courbe d’équilibre d'un mélange homozeotrope. ....	39
Figure 3-3 Exemple d'une courbe d’équilibre isobare d’un mélange binaire. ....	40
Figure 3-4 Vue 3D des écoulements dans une colonne à plateau. ....	42
Figure 3-5 Colonne à garnissage vrac. ....	43
Figure 3-6 Colonne à garnissage structuré. ....	44
Figure 3-7 Colonne à garnissage. ....	44
Figure 4-1 : Données de la colonne de débutaniseur dans HYSYS. ....	51
Figure 4-2 : Modélisation de la colonne de débutaniseur dans HYSYS.....	51
Figure 4-3 : Profil de température en fonction du nombre d’étages de la colonne de débutaniseur .....	55
Figure 4-4 Profil de pression en fonction de nombre de plateau du débutaniseur. ....	55
Figure 4-5 : Profil de température en fonction du nombre d’étages de la colonne de débutaniseur. ....	56
Figure 4-6 : Données de la colonne de déisopentaniseur dans HYSYS.....	58
Figure 4-7 : Modélisation de la colonne de débutaniseur et de déisopentaniseur dans HYSYS. ....	58
Figure 4-8 : Profil de température en fonction du nombre d’étages de la colonne de déisopentaniseur .....	61
Figure 4-9 : Profil de pression de déisopentaniseur en fonction de nombre de plateaux.....	61

Figure 4-10 : profil de débit molaire liq-vap de désisopentaniseur en fonction de nombre de plateaux ..... 62

## Liste des tableaux

Tableau 1 : Pourcentage molaire du GN, (GL1K analyse de Labo). .....	18
Tableau 2 : Données de la charge d'alimentation. ....	50
Tableau 3 : Vérification du cas design de la colonne de débutaniseur. ....	52
Tableau 4 : Vérification de la composition du distillat et résidu de la colonne de débutaniseur. .....	53
Tableau 5 : Résultat de comparaison entre la composition de la charge d'alimentation du déisopentaniseur et le résidu du débutaniseur. ....	54
Tableau 6 : Données de la charge d'alimentation de déisopentaniseur.....	57
Tableau 7 : Vérification du cas design de la colonne de déisopentaniseur. ....	59
Tableau 8 : Vérification de la composition du distillat et résidu de la colonne de déisopentaniseur. ....	60
Tableau 9 : Tableau des valeurs avant et après les ajustements. ....	63
Tableau 10 : Composition du distillat et du résidu suite aux ajustements. ....	64

# Introduction

L'énergie est au cœur de nos sociétés modernes, assurant notre développement économique et notre qualité de vie. Parmi les sources d'énergie les plus vitales, le pétrole et le gaz naturel occupent une place prépondérante. Leur utilisation efficace et durable est essentielle pour répondre à nos besoins énergétiques et garantir la stabilité de nos économies. Le gaz naturel, en particulier, occupe une place de plus en plus importante sur les marchés énergétiques en raison de sa combustion plus propre, de sa polyvalence d'utilisation et de son potentiel en tant que source d'énergie plus respectueuse de l'environnement.

Dans le cadre du complexe GNL2/K, une installation de liquéfaction de gaz naturel, la production de gazoline joue un rôle crucial. L'objectif de ce mémoire est d'optimiser le processus de production de gazoline au sein de ce complexe en ajustant les paramètres de fonctionnement de la colonne de déisopentaneur.

Notre étude vise à minimiser la Tension de Vapeur Reid de la gazoline produite tout en maximisant la récupération d'isopentane, un composant de grande valeur, pour une utilisation plus efficace dans le Gaz de Pétrole Liquéfié. Ces ajustements des paramètres de fonctionnement permettront de répondre aux exigences spécifiques de l'industrie et d'augmenter la rentabilité globale du complexe GNL2/K. En utilisant le logiciel HYSYS, nous avons modélisé et simulé la colonne de déisopentaneur, en ajustant des paramètres clés tels que la pression du rebouilleur, le débit de distillat et le taux de reflux. Cette démarche vise à améliorer les performances de la colonne et à optimiser l'efficacité globale du processus de distillation.

Notre mémoire se compose de quatre chapitres qui s'enchaînent de manière cohérente. Le premier chapitre traite des fondements théoriques des hydrocarbures, fournissant les connaissances de base nécessaires à notre étude. Le deuxième chapitre présente en détail le complexe GNL2/K, en mettant l'accent sur la colonne de déisopentaneur et son rôle essentiel dans la production de gazoline. Le troisième chapitre explore la partie théorique de la distillation, exposant les principes et concepts fondamentaux. Enfin, le quatrième chapitre décrit notre méthodologie de calcul et présente les résultats obtenus.

# Chapitre 1

## Généralités sur les hydrocarbures

### 1.1 Gaz naturel

#### 1.1.1 La découverte du gaz naturel

##### ➤ Origines

Le gaz naturel a été découvert au Moyen-Orient au cours de l'antiquité. En Perse, en Grèce ou en Inde, les Hommes ont érigé des temples autour de ces feux pour leurs pratiques religieuses. Cependant ils n'évaluèrent pas immédiatement l'importance de cette découverte. C'est la Chine qui comprit l'importance de ce produit autour de 900 avant Jésus-Christ et forait le premier puits aux alentours de 211 avant Jésus Christ.

En Europe, il fallut attendre 1659 pour que la Grande-Bretagne découvre le gaz naturel et le commercialise à partir de 1790. En 1821, à Fredonia (Etats-Unis), les habitants ont découvert le gaz naturel dans une crique par l'observation de bulles de gaz qui remontaient à la surface. William Hart est considéré comme le "père du gaz naturel". C'est lui qui creusa le premier puits nord-américain.

Au cours du XIXème siècle, le gaz naturel a presque exclusivement été utilisé comme source de lumière. Sa consommation demeurait très localisée en raison du manque d'infrastructures de transport qui rendait difficile l'acheminement de grandes quantités de gaz naturel sur de longues distances. En 1890, un changement important intervint avec l'invention des joints à l'épreuve des fuites. Cependant, les techniques existantes ne permettaient pas de transporter le gaz naturel sur plus de 160 kilomètres et ce produit a été gaspillé pendant des années car brûlé sur place. Le transport du gaz naturel sur de longues distances s'est généralisé au cours des années 1920, grâce aux progrès technologiques apportés aux gazoducs. Après la seconde



guerre mondiale, la consommation de gaz naturel s'est développée rapidement en raison de l'essor des réseaux de canalisation et des systèmes de stockage [1].

### ➤ Actualités

Dans les premiers temps de l'exploration du pétrole, le gaz naturel était souvent considéré comme un sous-produit sans intérêt qui entravait même le travail des ouvriers forcés de s'arrêter pour laisser échapper le gaz des poches découvertes lors du forage. Aujourd'hui, et en particulier depuis les crises pétrolières des années 70, le gaz naturel est devenu une source importante d'énergie dans le monde.

L'industrie du gaz naturel a été fortement régulée pendant de nombreuses années car elle était considérée comme un monopole d'Etat. Au cours des 30 dernières années, un mouvement vers une plus grande libéralisation des marchés du gaz naturel et une forte dérèglementation des prix de ce produit ont débuté. Cette tendance eut pour conséquence d'ouvrir le marché à une plus grande concurrence et de rendre l'industrie du gaz naturel plus dynamique et plus innovante. En outre, grâce à de nombreux progrès technologiques, la découverte, l'extraction et le transport du gaz naturel vers les consommateurs peuvent se faire de manière plus aisée. Ces innovations ont également permis d'améliorer les applications existantes et d'en imaginer de nouvelles. Le gaz naturel est de plus en plus utilisé pour la production d'électricité [1].

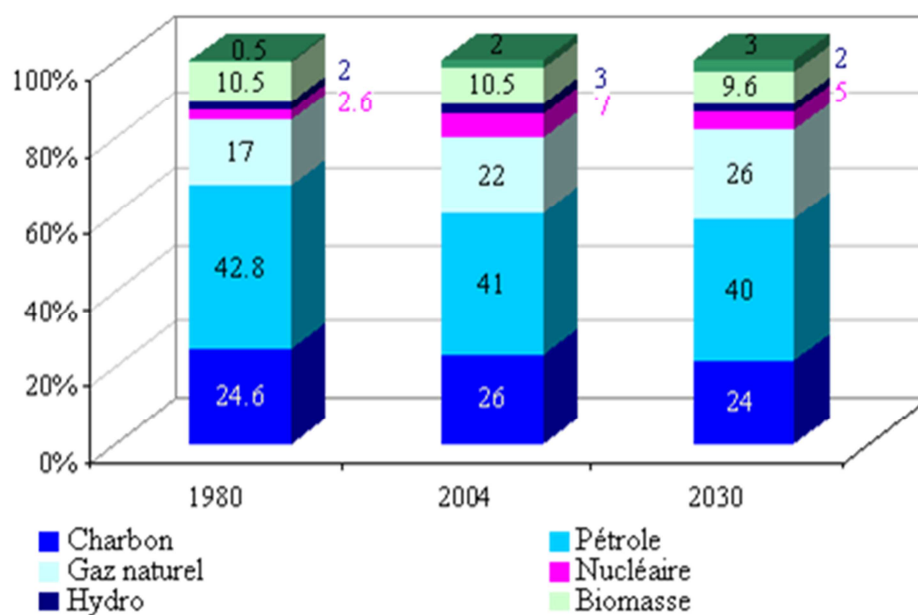


Figure 1-1: Evolution et projection de l'approvisionnement en énergie primaire par source d'énergie.

### 1.1.2 Composition du gaz naturel

Le gaz naturel est un combustible fossile, il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse.

Le gaz naturel est principalement composé de méthane, avec de faibles concentrations d'autres hydrocarbures lourds, d'eau, de dioxyde de carbone, d'azote, d'oxygène ainsi que certains composés soufrés. En dehors du méthane, le gaz naturel peut contenir d'autres hydrocarbures, l'éthane, le propane, le butane et le pentane.

Les hydrocarbures (C3–C4) forment fraction GPL (gaz de pétrole liquéfié) la fraction la plus lourde correspond aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus (fraction C5 +) appelée gazoline. Le gaz naturel peut contenir des constituants autres que des hydrocarbures notamment de l'eau et des gaz acides-(dioxyde de carbone et hydrogène sulfuré) ainsi que de l'azote de l'hélium, de faibles quantités d'hydrogène ou d'argon et même parfois des impuretés métalliques (mercure et arsenic) [2].

Tableau 1 : Pourcentage molaire du GN, (GL1K analyse de Labo).

<b>Composant</b>	<b>Molaire %</b>
Hélium	0.19
Azote	5.78
Méthane	82.49
Ethane	07.27
Propane	2.35
Isobutane	0.47
Normal-butane	0.68
Isopentane	0.15
Normal-pentane	0.19
Hexane	0.23
CO2	0.21
H2O	0.01

### 1.1.3 Types du gaz naturel

Il existe plusieurs formes de gaz naturel, se distinguant par leur origine, leur composition et le type de réservoirs dans lesquels ils se trouvent. Néanmoins, le gaz est toujours composé principalement de méthane et issu de la désagrégation d'anciens organismes vivants. Aux

différents types de gaz naturels cités ci-après, on pourrait adjoindre le biogaz, un substitut renouvelable [1].

#### **1.1.3.1 Gaz conventionnel non associé**

C'est la forme la plus exploitée de gaz naturel. Son processus de formation est similaire à celui du pétrole. On distingue le gaz thermogénique primaire, issu directement de la pyrolyse du kérogène, et le gaz thermogénique secondaire, formé par la pyrolyse du pétrole. Le gaz thermogénique comprend, outre le méthane, un taux variable d'hydrocarbures plus lourds, pouvant aller jusqu'à l'heptane ( $C_7H_{16}$ ). On peut y trouver aussi du dioxyde de carbone ( $CO_2$ ), du dioxyde de soufre ( $SO_2$ ), du sulfure d'hydrogène appelé aussi « gaz acide » ( $H_2S$ ), et parfois de l'azote ( $N_2$ ) et de petites quantités d'hélium (He).

C'est principalement ce type de gaz conventionnel non associé qui alimente le marché international du gaz naturel et ses réseaux de transport par gazoducs et méthaniers.

#### **1.1.3.2 Gaz associé**

Il s'agit de gaz présent en solution dans le pétrole. Il est séparé lors de l'extraction de ce dernier. Pendant longtemps, il était considéré comme un déchet et détruit en torchère, ce qui constitue un gaspillage de ressources énergétiques non renouvelables et une pollution inutile. Aujourd'hui, une partie est soit réinjectée dans les gisements de pétrole (contribuant à y maintenir la pression et à maximiser l'extraction du pétrole), soit valorisée. La destruction en torchère représentait toujours 150 Gm<sup>3</sup>/an en 2007.

#### **1.1.3.3 Gaz biogénique**

Le gaz biogénique est issu de la fermentation par des bactéries de sédiments organiques. À l'instar de la tourbe, c'est un combustible fossile mais dont le cycle est relativement rapide. Les gisements biogéniques sont en général petits et situés à faible profondeur. Ils représentent environ 20 % des réserves connues de gaz conventionnel. Le gaz biogénique a moins de valeur par mètre cube que le gaz thermogénique, car il contient une part non négligeable de gaz non combustibles (notamment du  $CO_2$ ) et ne fournit pas d'hydrocarbures plus lourds que le méthane.

#### **1.1.3.4 Gaz de charbon**

Le charbon contient naturellement du méthane et du CO<sub>2</sub> dans ses pores. Historiquement, ce gaz a surtout été connu pour la menace mortelle qu'il présente sur la sécurité des mineurs : il porte le nom de grisou. Cependant, son exploitation est en plein développement, en particulier aux États-Unis. L'exploitation porte sur des strates de charbon riches en gaz et trop profondes pour être exploitées de façon conventionnelle. Il y a eu des essais en Europe également, mais la plupart des charbons européens sont assez pauvres en méthane. La Chine s'intéresse également de plus en plus à l'exploitation de ce type de gaz naturel.

#### **1.1.3.5 Gaz de schiste**

Certains schistes contiennent aussi du méthane piégé dans leurs fissurations. Ce gaz est formé par la dégradation du kérogène présent dans le schiste, mais, comme pour le gaz de charbon, il existe deux grandes différences par rapport aux réserves de gaz conventionnel. La première est que le schiste est à la fois la roche source du gaz et son réservoir. La seconde est que l'accumulation n'est pas discrète (beaucoup de gaz réuni en un point) mais continue (le gaz est présent en faible concentration dans un énorme volume de roche), ce qui rend l'exploitation bien plus difficile.

#### **1.1.3.6 Hydrates**

Les hydrates de méthane sont des structures de glace contenant du méthane prisonnier. Ils sont issus de l'accumulation relativement récente de glace contenant des déchets organiques, la dégradation est biologique. On trouve ces hydrates dans le permafrost ou sur le plancher océanique. Le volume de gaz existant sous cette forme est inconnu, variant de plusieurs ordres de grandeur selon les études. Aucune technologie ne permet actuellement d'exploiter ces ressources.

### **1.1.4 Les caractéristiques du gaz naturel**

C'est principalement du gaz naturel dit « conventionnel non associé » qui alimente le marché mondial de production du gaz naturel et ses réseaux de transport par gazoducs et méthaniers puis de distribution.

Le gaz naturel traité, en vue d'être commercialisé, est incolore, inodore, insipide, sans forme particulière et plus léger que l'air. Il contient entre 81 et 97 % de méthane, Il se présente sous

sa forme gazeuse au-delà de  $-161^{\circ}\text{C}$ . Pour des raisons de sécurité, un odorisant chimique, à base de tétrahydrothiophène (THT) ou de mercaptan (composé sulfuré), lui donne une odeur d'œuf pourri, lui est souvent ajouté afin de permettre de détecter une fuite de gaz.

#### **1.1.4.1 Concernant le transport et la distribution du gaz**

##### **Point de rosée**

Le point de rosée « eau » est la pression à laquelle se produit le début du changement de phases pour une pression donnée. C'est une fonction croissante de la pression et de la teneur en eau dans le gaz. Cette variable est utilisée pour apprécier les risques associés à la présence d'eau. Cette dernière peut se condenser ou former de la glace ou des hydrates [3].

##### **Teneur en $\text{H}_2\text{S}$ et $\text{CO}_2$**

Ces impuretés provoquent une corrosion acide de l'acier et du cuivre, en cas de condensation aqueuse,  $\text{H}_2\text{S}$  et  $\text{CO}_2$  existent naturellement dans certains gaz. On limite leur concentration dans le gaz pour rendre la corrosion négligeable [4].

#### **1.1.4.2 Concernant l'utilisation**

##### **Indice de Wobbe**

Ce paramètre est fondamental pour le fonctionnement des brûleurs de gaz à induction atmosphérique dont le débit calorifique est proportionnel à l'indice de Wobbe. Il permet aussi pour ce type de brûleurs de vérifier l'interchangeabilité des gaz naturels de qualités différentes [5].

##### **Densité**

On a l'habitude de définir la densité d'un gaz par le rapport de sa masse volumique dans les conditions de référence choisies (par exemple pression atmosphérique normale et  $15^{\circ}\text{C}$ ) à celle de l'air dans les mêmes conditions ( $1.225 \text{ Kg/m}^3$ ) [6].

La densité des gaz naturels couramment mesurée sur les champs par des valences qui comptent à la même température. La densité du gaz peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition

## **Pouvoir calorifique**

On appelle pouvoir calorifique d'un combustible liquide ou gazeux la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une masse ou d'un volume unité. Pour un gaz, le pouvoir calorifique s'exprime en « joule par mètre cube » mesuré dans les conditions de références [7].

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

- **Pouvoir calorifique supérieur PCS**

Il correspond à la chaleur dégagée lorsque tous les produits de la composition sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant à l'état liquide.

- **Pouvoir calorifique inférieur PCI**

Il correspond à la réaction de combustion, dans laquelle l'eau formée reste à l'état de vapeur.

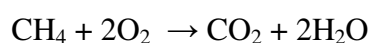
Le PCS diffère du PCI d'une quantité qui est la chaleur latente de vaporisation de l'eau.

## **Tension de vapeur Reid**

C'est une caractéristique très important dans le domaine pétrolière pour le stockage et transport. La tension de vapeur mesure la tendance des molécules à s'échapper, d'une phase liquide pour engendrer une phase vapeur en équilibre thermodynamique, et pour chaque type d'hydrocarbure on a un intervalle de TVR doit être respecté selon le besoin et les conditions de travail, exemple : le condensât  $0,85 > TVR > 0,75$  ; L'essence  $TVR = 0.65$  mbar en été ;  $TVR = 0.800$  mbar en hiver [6].

### **1.1.5 Utilisation du gaz naturel**

Le gaz naturel est l'un des moyens énergétiques les moins polluants. En théorie, si sa combustion était parfaite et complète, il n'émettrait que de l'eau et du dioxyde de carbone selon la réaction:



C'est une source d'énergie de plus en plus utilisée par l'industrie pour produire de la chaleur (chauffage, fours...) et de l'électricité. En 2006, au niveau mondial, plus de 30 % de l'électricité est produite à partir de gaz naturel, et cette part ne cesse d'augmenter. Chez les particuliers, le gaz naturel est utilisé pour le chauffage, l'eau chaude et la cuisson des aliments. Enfin, depuis quelques années, le gaz naturel comprimé en bouteilles est utilisé dans certains pays, comme carburant pour les véhicules (GNV). Mais déjà plus d'un million de véhicules au gaz naturel roulent déjà dans le monde, dans des pays comme l'Argentine et l'Italie.

Le gaz naturel est aujourd'hui la matière première d'une bonne partie de l'industrie chimique et pétrochimique : à la quasi-totalité de la production d'hydrogène, de méthanol et d'ammoniac, trois produits de base, qui à leur tour servent dans diverses industries :

- engrais,
- résine,
- plastiques,
- solvants.
- raffinage du pétrole

## **1.2 Gaz naturel liquéfié**

### **1.2.1 Introduction générale sur le GNL**

Le gaz naturel devrait devenir l'une des sources principales d'énergie primaire du 21<sup>e</sup> siècle. Comparé à d'autres combustibles fossiles, le gaz naturel est assez peu polluant pour l'atmosphère et il contribue relativement peu à l'effet de serre ; en outre, il en existe d'importantes réserves prouvées. On estime que d'ici 2020, il sera utilisé pour environ 30 % de la production d'électricité, alors que ce pourcentage était de 17 % en 2000. De la même façon, son utilisation dans le domaine du chauffage et en tant que carburant automobile ne cesse de grandir.

Néanmoins, c'est le transport du gaz sur de longues distances qui constitue la difficulté majeure lors de l'approvisionnement des marchés. La liquéfaction permet de commercialiser d'importantes réserves de gaz situées dans des régions reculées, éloignées des pays consommateurs, puisqu'elle permet de réduire considérablement le volume transporté : 1 litre de gaz naturel liquéfié (GNL) équivaut à environ 600 litres de gaz naturel. C'est pourquoi

depuis le début de son utilisation dans les années 60, le GNL s'est développé de façon significative et contribue fortement à la satisfaction des besoins énergétiques mondiaux : il représente désormais près d'un quart des exportations mondiales de gaz et l'on prévoit le doublement de la production mondiale entre 2004 et 2010, lui faisant dépasser les 300 millions de tonnes par an (MTPA). Le GNL est donc une source d'énergie en pleine expansion et bien qu'il soit généralement évaporé puis comprimé de façon à être transporté dans des gazoducs sur de longues distances, de nouvelles solutions permettent d'approvisionner directement les consommateurs éloignés des gazoducs, ouvrant de cette façon le GNL à un nouveau segment d'application. La technologie du GNL évolue constamment de façon à répondre à la demande croissante et nécessite des développements de plus en plus complexes [8]

## **1.2.2 Principales étapes des différentes opérations sur le GNL**

### **1.2.2.1 Liquéfaction : Aspects économiques**

La liquéfaction permet de réduire le volume du gaz naturel par un facteur de 600, ce qui le rend apte au transport sur de longues distances. Le transport maritime international a débuté autour de 1960 et le GNL apporte désormais une contribution importante à la balance énergétique de certains pays. En 2002, le GNL représentait seulement 6 % de la consommation mondiale de gaz naturel et environ 26 % des échanges internationaux totaux de gaz naturel. La part du GNL dans l'approvisionnement en gaz de chaque pays importateur va de 2 % environ aux Etats-Unis à 100% au Japon.

Le GNL est une source d'énergie concurrentielle de par son prix et il est susceptible d'aider à répondre aux besoins économiques à l'avenir.

Une tonne équivalent pétrole représente 41,9 TJ, alors qu'une tonne de GNL correspond à environ 55 TJ. Ceci signifie que, par unité de masse, le pouvoir calorifique est de 31 % supérieur à celui du pétrole. 10 En outre, le GNL peut facilement concurrencer le gaz transporté par gazoduc, puisque l'énergie nécessaire à la liquéfaction et au transport est comparable à celle nécessaire pour la compression et les recompressions du gaz transporté par gazoduc. Bien que le prix du gaz naturel ait considérablement augmenté au cours des dernières années, il demeure toujours compétitif par rapport à celui du pétrole. En 2004, les prix du GNL étaient similaires à ceux du gaz naturel : 4,32 USD par GJ de gaz naturel et 4,91



USD par GJ de GNL, mais on a noté une hausse des prix plus rapide à cause de la croissance de la demande fin 2005.

### **1.2.2.2 Transport**

En raison de sa densité relativement élevée, il est possible de transporter le GNL depuis les zones de production jusqu'aux lieux de consommation plus facilement qu'en utilisant des gazoducs conventionnels. Dans le commerce international, le GNL est transporté dans des navires à double coque, spécialement conçus pour supporter la basse température du GNL, jusqu'à un terminal de réception où il est entreposé et regazéifié. Ces navires transporteurs sont munis d'un système d'isolation, de façon à limiter la quantité de GNL susceptible de se vaporiser. Ce gaz vaporisé est parfois utilisé comme carburant supplémentaire pour les navires transporteurs, ou alors il est liquéfié de nouveau par un liquéfacteur installé à bord. Les navires transportant du GNL peuvent atteindre une longueur de 300 m et nécessitent une profondeur d'eau minimale de 12 mètres à charge. En mai 2005, 181 navires transporteurs étaient en exploitation, et 74 étaient en construction pour être livrés entre 2005 et 2007. 12 Les coûts de construction sont tombés de 280 millions USD en 1995 (pour un navire d'une capacité de 138 000 m<sup>3</sup>) à entre 150 et 160 millions USD en 2005 (ce qui demeure plus du double du prix d'un pétrolier).

### **1.2.2.3 Regazéification et distribution**

Au terminal d'importation, le GNL est chauffé jusqu'au point où il retourne à l'état gazeux. Ceci est réalisé grâce à des échangeurs spéciaux alimentés par des pompes à haute pression de façon à obtenir la pression finale du gaz. Deux types d'échangeurs sont principalement utilisés : des vaporisateurs ouverts fonctionnant à l'eau de mer et des vaporisateurs à combustion immergés, consistant en des bains d'eau chauffés par la combustion du gaz. 2 % du gaz importé est utilisé comme gaz combustible pour la vaporisation de GNL en dessous d'une pression de 50 bars si bien que la quasi-totalité du gaz est distribuée aux utilisateurs finaux grâce à un réseau de gazoducs conventionnels, jalonnés d'installations de re-compression tous les 150 à 250 km. L'organisation de la distribution directe du GNL depuis les terminaux d'importation jusqu'au consommateur final, par route ou par rail, constituera un défi pour les années à venir.

## 1.3 Fiche technique de l'isopentane

### 1.3.1 Définition

L'isopentane,  $C_5H_{12}$  également appelé methylbutane ou methylbutane-2, est une fraction [8] légère issue de la distillation du gaz naturel. C'est un hydrocarbure à chaînes branchées d'alcane avec cinq atomes de carbone.

### 1.3.2 Caractéristiques physiques

- Formule chimique  $(CH_3)_2CHCH_2CH_3$
- Masse molaire 72,15 g/mol
- Température d'ébullition sous 1,013 bar °C 27,8
- Masse volumique du liquide à 20°C à 50°C (0,620 0,582) kg/dm<sup>3</sup>
- Pression absolue : vapeur saturante à 20°C 0,770 bar
- Pression absolue : vapeur saturante à 50°C 2,030 bar
- Limite inférieure d'inflammabilité dans l'air à 20°C sous 1,013 bar et 1,3% en volume.
- Limite supérieure d'inflammabilité dans l'air à 20°C sous 1,013 bar et 7,6% en volume.
- Température d'auto-inflammation > 200 °C

### 1.3.3 Réactivité

Ce produit est stable.

L'isopentane est compatible avec :

- Les matériaux plastiques : Polyéthylène  
Polypropylène  
Polyester  
Téflon
- Tout métal classique comme : Acier au carbone  
Acier inoxydable

L'iso-pentane est incompatible avec :

- Caoutchoucs (naturel ou butyle)
- Polystyrène
- Oxydants
- Matières comburantes

### **1.3.4 Domaines d'utilisation**

- L'isopentane est utilisé pour la synthèse industrielle de l'isoprène via la déshydrogénation oxydative:
- La synthèse du 2-méthyl-2-butanol utilise également l'isopentane comme réactif avec un catalyseur de cobalt et de molybdène.
- La production du caoutchouc synthétique utilise l'isopentane comme solvant pour sa propriété anti-polymérisation.
- L'augmentation de l'indice d'octane des essences.

### **1.3.5 Hygiène sécurité environnement (HSE)**

- Extrêmement inflammable
- Nocif
- Dangereux pour l'environnement

### **1.3.6 Risques**

- Extrêmement inflammable
- Toxique pour les organismes aquatiques, peut entraîner des effets néfastes à long terme pour l'environnement aquatique.
- Nocif : Peut provoquer une atteinte des poumons en cas d'ingestion.
- L'exposition répétée peut provoquer dessèchement ou gerçures de la peau.
- L'inhalation de vapeurs peut provoquer somnolence et vertiges.

### **1.3.7 Sécurité**

- Conserver à l'écart de toute flamme ou source d'étincelles.
- Ne pas fumer.
- Ne pas rejeter les résidus à l'égout.
- Eviter l'accumulation de charges électrostatiques.
- Eviter le rejet dans l'environnement.

## Chapitre 2

### Description du nouveau train de GNL de SKIKDA

#### 2.1 Situation géographique

Le Nouveau Train de GNL de Skikda (Algérie) est situé à l'intérieur de l'enceinte du complexe GL1/K, au Nord-Ouest des trains de liquéfaction existants, le nouveau train arrive pour réaliser la production en GNL qui permet de répondre à la demande toujours croissante des clients notamment avec l'arrêt des unités U20, U30 et U40 suite à l'incident du 19/01/2004 [9].

#### 2.2 Cas de marche prévus

Le Nouveau Train de GNL est conçu pour fonctionner selon 8 cas de marche:

- Cas de marche 1: Charge lourde avec extraction des GPL a une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.
- Cas de marche 2: Charge lourde sans extraction des GPL a une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.
- Cas de marche 3 : Charge lourde avec extraction des GPL a une température ambiante de 40°C et avec chargement de GNL.
- Cas de marche 4 : Charge légère avec extraction des GPL a une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.
- Cas de marche 5 : Charge de Hassi R'mel 2007 sans extraction des GPL a une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.
- Cas de marche 6 : Charge de Hassi R'mel 2017 sans extraction des GPL a une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.
- Cas de marche 7 : Charge de Hassi R'mel 2007 sans extraction des GPL a une température ambiante de 24°C et avec chargement de GNL.

- Cas de marche 8 : Charge lourde sans extraction des GPL a une température ambiante de 40°C et avec chargement de GNL.

Le Nouveau Train de GNL est conçu pour un fonctionnement en flux continu garanti (24h/24h, pendant 330 jours / an).

## 2.3 Présentation des unités du méga train

### 2.3.1 Utilités

Les utilités servent à fournir les éléments nécessaires au fonctionnement du nouveau train de GNL et de gérer les réseaux communs qui le composent.

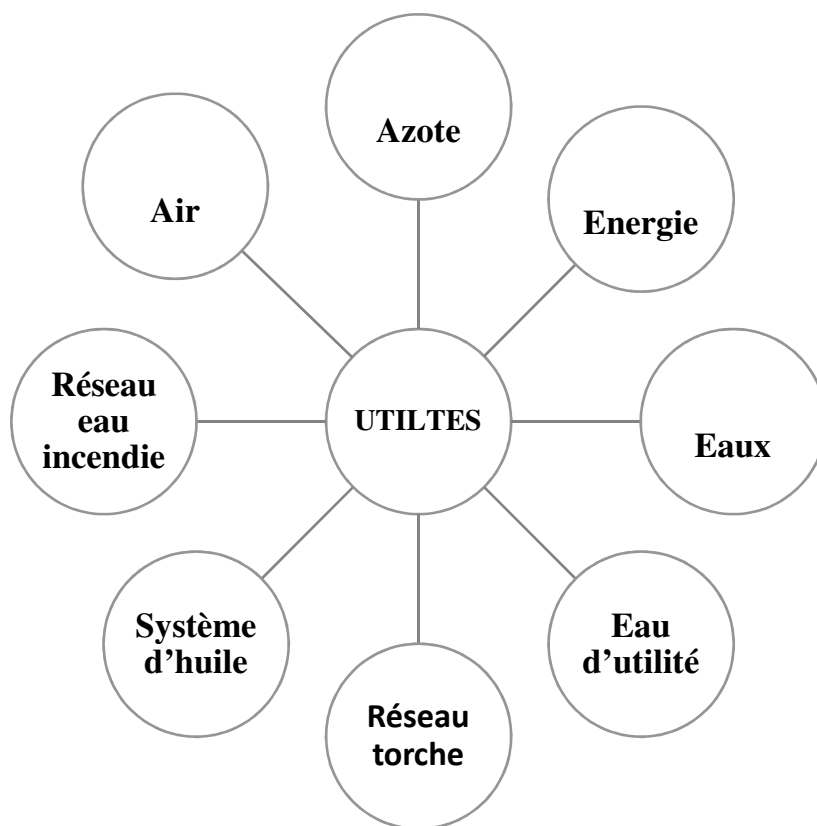


Figure 2-1 – Les différentes sections des utilités

#### 2.3.1.1 Azote

Le nouveau train de GNL ne dispose pas d'équipements de production d'azote, à l'exception d'une bouteille de stockage liquide et d'évaporateurs. Il est connecté sur le réseau de GL1/K qui est alimenté en azote gazeux par le complexe d'extraction d'hélium (HELISON) où l'azote est extrait à partir de la charge de gaz riche en hélium envoyée par le nouveau train et le complexe GL1/K.

### **2.3.1.2 Système d'huile**

Ce système a pour but de stocker, chauffer et fournir l'huile chaude nécessaire pour le réchauffage des rebouilleurs et des réchauffeurs de l'ensemble du train.

### **2.3.1.3 Energie électrique**

Le système de production et de distribution d'énergie électrique principal alimente le Nouveau Train de GNL ainsi que les installations existantes dans les conditions normales.

Ce système est composé de cinq générateurs entraînés par des turbines à gaz. Chaque générateur peut produire 21,74 MW à 11 KV et 50HZ pour un total de 110 MW quand tous les générateurs sont en marche.

### **2.3.1.4 Système d'air instrument et air service**

L'objectif du système d'air service est de fournir de l'air aux utilités, et d'alimenter le système d'air instrument qui sera déshydraté par les sécheurs d'air afin de fournir l'air instrument aux points de consommation.

### **2.3.1.5 Système torche**

Une torche recevant les effluents gazeux des unités du Nouveau Train de GNL et du complexe existant. La hauteur de cette torche est de 150 m.

### **2.3.1.6 Système d'eaux**

#### **2.3.1.6.1 Système d'eaux de refroidissement**

Ce système sert à fournir d'eau de refroidissement pour les machines opérantes dans le nouveau train de GNL.

#### **2.3.1.7 Système d'eau de service**

##### **2.3.1.7.1 Système de protection anti-incendie**

Les objectifs du système d'eau anti-incendie du Nouveau train de GNL de SKIKDA sont les suivants :

- Protéger les stocks d'hydrocarbures contre les incendies.
- Contrôler et éteindre les feux, minimisant ainsi les dommages potentiels et limiter une éventuelle propagation des feux vers les autres zones de l'usine.

- Protéger les systèmes des utilités, de l'instrumentation et des importants équipements par un arrêt sécurisé.

#### **2.3.1.7.2 Eau déminéralisée**

Elle est utilisée pour alimenter :

- L'unité de refroidissement.
- Les unités de décarbonatation et de stockage MDEA.
- Le laboratoire.
- Le système de lavage des turbines à gaz.

#### **2.3.2 Train de liquéfaction et de fractionnement**

L'objectif principal du nouveau méga train est de produire le GNL en utilisant : un courant de GN, des composants d'appoint pour la réfrigération, un courant de gazoline stabilisé et un courant d'hélium brut.

Ce procédé cryogénique utilisée, nécessite l'élimination des différents impuretés telles que : l'eau, le CO<sub>2</sub>, le mercure et les hydrocarbures lourds pour ne pas se solidifier par basse température, dans l'unité de prétraitement et l'unité des sécheurs [10].

Le nouveau train se compose de plusieurs unités montrant dans la Figure 2-2.

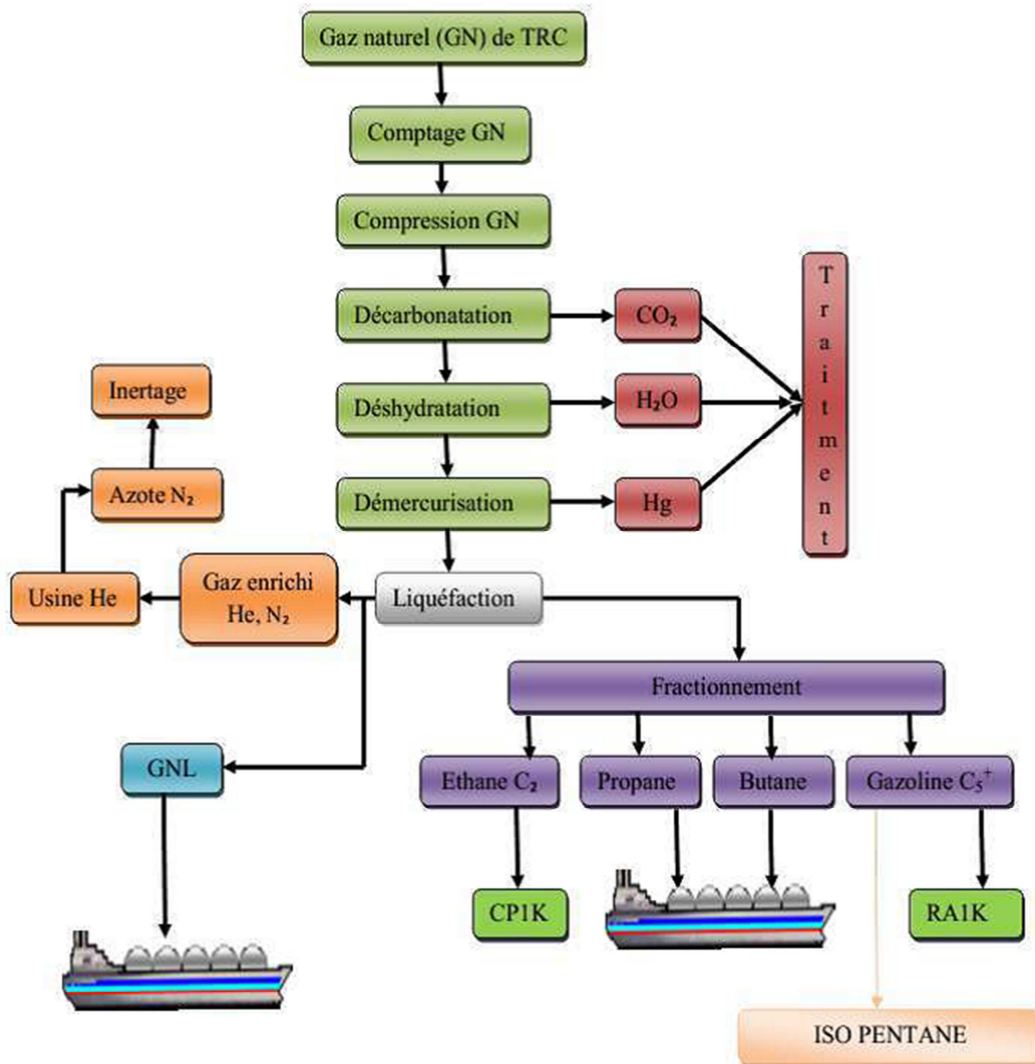


Figure 2-2 – Schéma synoptique du processus du méga train

### 2.3.2.1 Système de comptage et compression

Le système de comptage mesure le débit du gaz d'alimentation qui alimente le complexe GL1K. Ce système est composé de :

- Trois compteurs totalisateurs (3 x 50 %).
- Trois vannes d'isolement motorisées.
- Un chromatographe pour analyse de la composition et de la densité du gaz afin de calculer le débit massique du GN entrant.
- Un analyseur de CO<sub>2</sub> en ligne.
- Une interface homme machine (HMI) situé en FIR 4 pour la manœuvre des vannes motorisées.



A la sortie du système de comptage (42 bar eff et 25° C), le GN est comprimé jusqu'à 66 bar eff pour faciliter sa liquéfaction. De ce fait, l'énergie requise pour la liquéfaction sera diminuée, ce qui augmente le rendement de l'installation.

### **2.3.2.2 Unité de décarbonatation du gaz naturel**

La colonne de décarbonatation est conçue pour éliminer le CO<sub>2</sub> contenu dans le gaz naturel par absorption chimique par une solution aMDEA pauvre. Cette solution aqueuse alimente la tête de l'absorbeur grâce aux pompes. La solution circule ensuite vers le fond à travers des lits de garnitures entassés. De ce fait, la solution d'aMDEA est mise en contact avec le GN circulant à contre-courant de bas en haut et traversant les lits de garnitures. Le gaz débarrassé du CO<sub>2</sub> quitte la tête de l'absorbeur pour être dirigé vers l'unité de déshydratation.

### **2.3.2.3 Unité de déshydratation**

Dans le but de réduire la teneur en eau du gaz allant vers les sécheurs à tamis moléculaire, Le gaz décarbonaté venant de l'unité de décarbonatation est pré-refroidi dans le pré-refroidisseur du sécheur.

Le gaz est séché dans les sécheurs à tamis moléculaire jusqu'à obtenir une teneur en eau résiduelle de moins de 01 ppm afin d'évite le givrage de l'eau se trouvant dans l'équipement cryogénique.

L'unité utilise trois sécheurs, l'un des sécheurs fonctionne en mode adsorption (séchage du gaz), tandis que le second est régénération, le troisième en attente. Chaque mode dure 12 heures.

### **2.3.2.4 Unité de Démercurisation**

Cette unité élimine les traces de mercure en GN par adsorption en utilisant un lit de charbon actif imprégné de sulfure. Ceci évite la corrosion des sections cryogéniques de l'usine.

### **2.3.2.5 Unité de liquéfaction**

Cette section représente la partie la plus importante du procès du fait qu'elle permet de réaliser l'objectif principal du complexe qui consiste à liquéfier le gaz naturel. Le gaz naturel traité provenant de la colonne de démercurisation est alors prêt à être liquéfié à une température permettant son transport en méthanier à une pression voisine de la pression atmosphérique.

Le GNT est envoyé dans l'échangeur thermique principal, dans lequel il circule vers le haut en passant dans un faisceau de serpentins tubulaires où il est refroidi par le réfrigérant mixte MCR qui s'écoule vers le bas du côté calandre de l'échangeur.

Le GNL est liquéfié à une température de  $-162^{\circ}\text{C}$  sous la pression atmosphérique est stocké dans bac de  $150\,000\text{m}^3$ .

### 2.3.2.6 Unité de fractionnement

L'unité de fractionnement permet la séparation des hydrocarbures liquides au fond de la colonne d'épuration en produits finis dont l'éthane, le propane, le butane et la gazoline.

Tous ces produits finis sont soit stockés, soit expédiés ou bien réinjectés dans la production de GNL, à l'exception de la gazoline qui est envoyée directement vers le stockage.

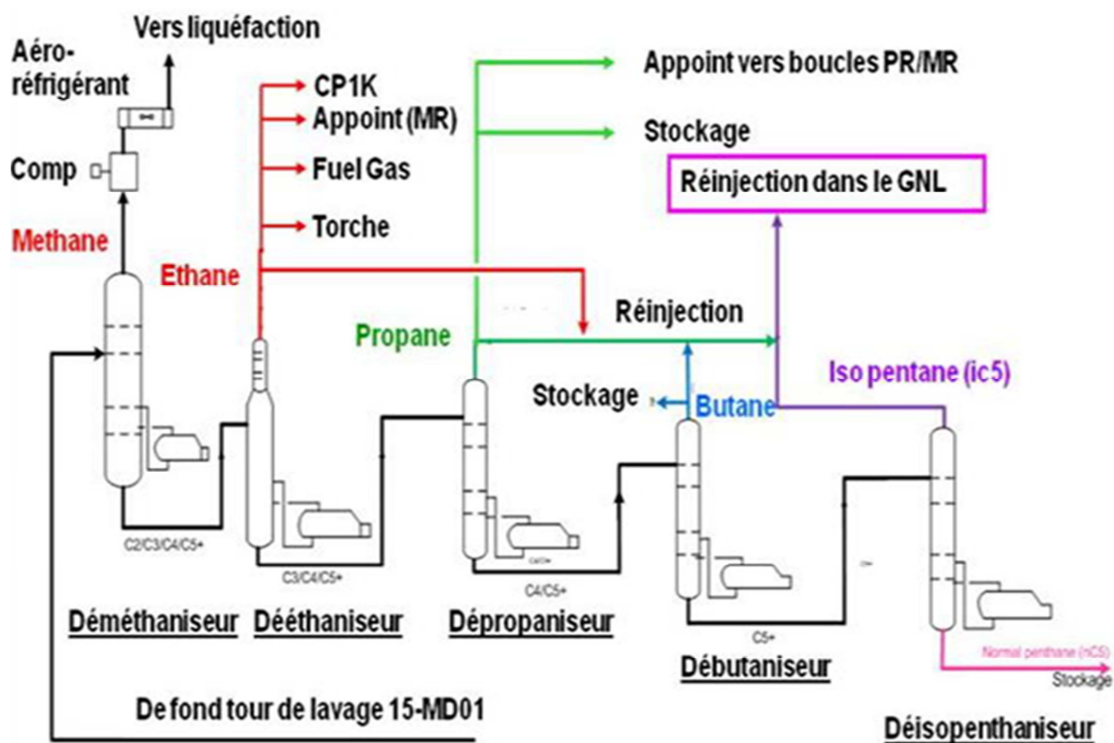


Figure 2-3 – Schéma synoptique du fractionnement

#### 2.3.2.6.1 Déméthaniseur

Le déméthaniseur est une colonne de distillation équipée de 17 plateaux. Il reçoit la charge de C1 à C5 venant du fond de la tour de lavage. Cette charge est d'abord refroidie en série dans deux réfrigérants au propane, avant d'être introduite dans le déméthaniseur, au-dessus du

6ème plateau. Le rebouillage de fond de colonne est assuré par un rebouilleur utilisant de l'huile chaude.

Les produits de tête : méthane et éthane sortant en tête du déméthaniseur sont dirigés vers le condenseur où sera condensé le liquide qui constituera le reflux de la colonne.

Le méthane non condensé sera récupéré sous forme gazeuse au ballon de reflux puis sera renvoyé vers l'entrée de la liquéfaction.

Les produits de fond : éthane, propane, butane et gazoline sont envoyés en alimentation du dééthaniseur.

#### **2.3.2.6.2 Dééthaniseur**

Le dééthaniseur est équipé de 35 plateaux. Il reçoit la charge de l'éthane à la gazoline venant du fond du déméthaniseur. Les produits de fond propane, butane et gazoline sont envoyés en alimentation du dépropaniseur. Le produit de tête : 98% d'éthane est condensé dans le condenseur puis récupéré dans le ballon de reflux.

#### **2.3.2.6.3 Dépropaniseur**

Le dépropaniseur est la troisième colonne de distillation de l'unité fractionnement. Son rôle est de séparer et récupérer en tête le propane contenu dans la charge venant du fond du dééthaniseur.

Un rebouillage est effectué en fond de colonne afin de limiter la concentration de propane dans la production de fond du dépropaniseur et respecter les spécifications.

#### **2.3.2.6.4 Débutaniseur**

Le débutaniseur est la quatrième colonne de distillation de l'unité fractionnement. Il est équipé de 35 plateaux à calotte. Son rôle est de séparer et récupérer en tête le butane contenu dans la charge venant du fond du dépropaniseur.

Un rebouillage est effectué en fond de colonne afin de limiter la concentration de propane dans la production de fond du débutaniseur et respecter les spécifications.

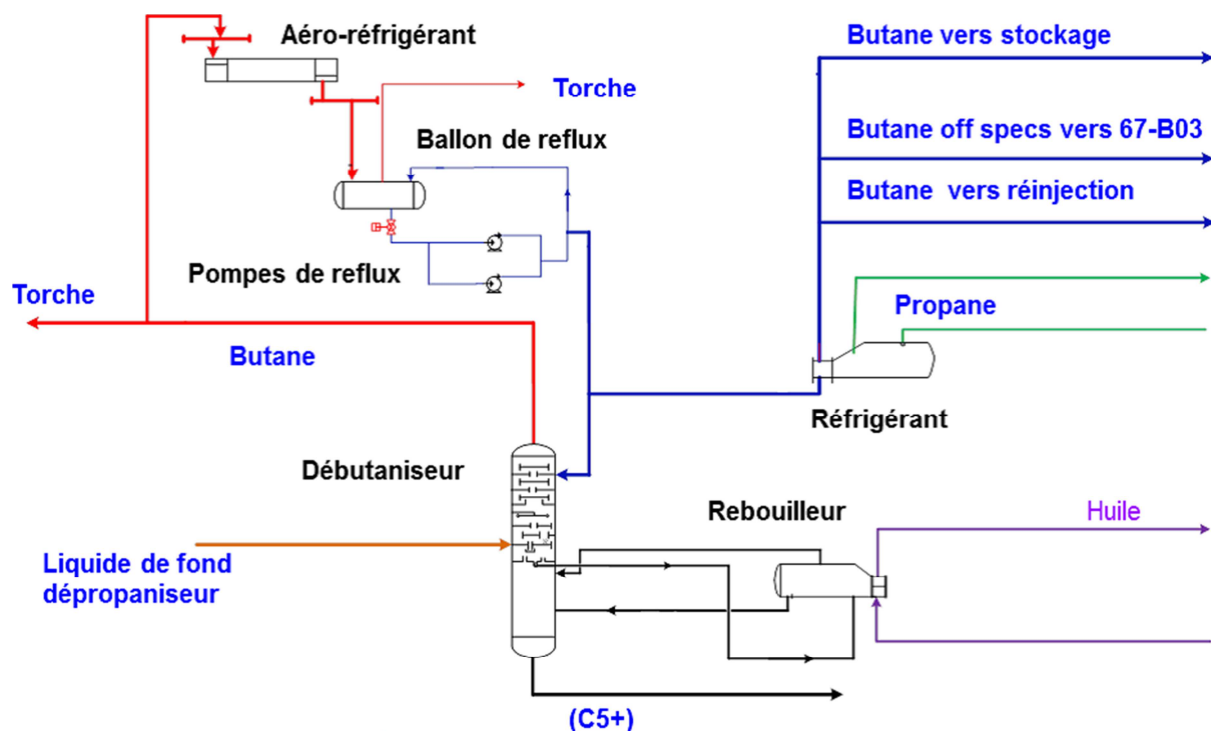


Figure 2-4 – Schéma du débutaniseur

#### 2.3.2.6.5 Désopentaniseur (Annexe A.2.3)

Le désopentaniseur reçoit son alimentation de la colonne débutaniseur. Les liquides du fond de la colonne sont à 4 bar eff et à 101°C. Ils sont détendus à une pression de 1,2 bar eff et à une température approximative de 71°C puis introduits au-dessus du 23ème plateau du désopentaniseur. Le désopentaniseur est une colonne de distillation équipée de 48 plateaux à clapets à calotte qui servent à améliorer la séparation entre les composants légers et les composants lourds, pour cela un rebouillage est nécessaire afin de limiter la concentration d'isopentane dans la production de gazoline et d'être conforme aux spécifications de la TVR.

#### 2.3.2.6.6 Stockage des produits finis

- Un bac de stockage de GNL de 150 000 m<sup>3</sup>. Il est du type confinement intégral avec une structure extérieure en béton armé précontraint à toit suspendu et une cuve interne en acier à 9% de nickel.
- Un bac de stockage de propane de capacité totale de 66 000 m<sup>3</sup> (type confinement intégral).
- Un bac de stockage de butane de capacité totale de 66 000 m<sup>3</sup> (type confinement intégral).

- Une sphère de stockage de gazoline de capacité totale de 3 760 m<sup>3</sup>.
- Une unité de réfrigération de GPL (propane et butane). Cette unité reçoit:
  - Les gaz d'évaporation des bacs de propane et de butane du Nouveau Train. Ce boil off est liquéfié puis est renvoyé au stockage au Nouveau Train.
  - Le retour gaz des navires GPL durant les chargements. Ce boil off est Liquéfié puis est renvoyé au stockage au Nouveau Train.
  - Le butane et le propane chauds venant de la Raffinerie de Skikda (RA-1/K). Ces produits sont sous-refroidis puis renvoyés au stockage dans les bacs du Nouveau Train de GNL.

# Chapitre 3

## Partie Théorique

### 3.1 Distillation

La distillation est l'une des méthodes de séparation les plus importantes dont dispose le génie des procédés. Cette opération unitaire permet la séparation d'un ou plusieurs constituants d'un mélange homogène liquide, en mettant à profit la différence de volatilité des constituants et cela par des échanges de matière et d'énergie entre ces constituants circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de distillation [11].

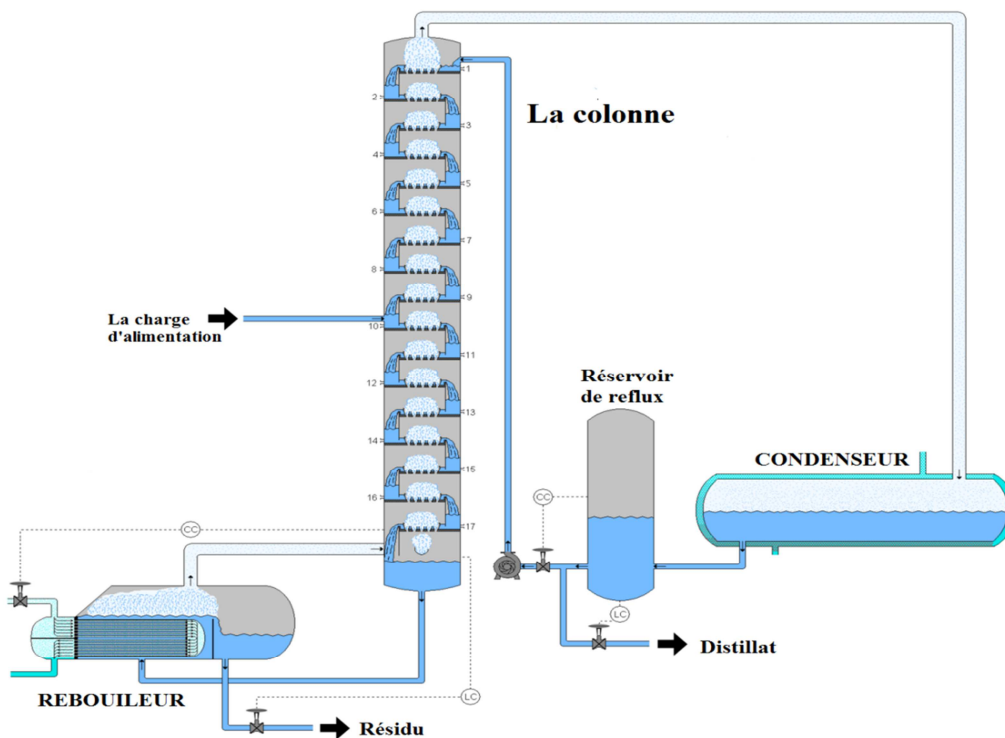


Figure 3-1 Colonne de distillation en 3D.

## 3.2 Equilibre liquide vapeur

A l'équilibre liquide vapeur, on a une égalité de potentiel chimique de la phase vapeur et de la phase liquide, l'égalité des potentiels chimiques d'un composé  $i$  dans les phases liquide et vapeur conduit à l'égalité des fugacités de ce même composé dans les deux [12]. Il existe plusieurs représentations de l'équilibre liquide-vapeur:

- **Diagramme isobare d'équilibre liquide-vapeur  $y = f(x)$  :**

Ce diagramme est le plus utilisée dans le domaine de la distillation. Il permet de connaitre la composition de la vapeur émise en fonction de la composition du liquide et de déterminer les nombres d'étages théoriques par la méthode de Mac Cabe et Thiele.

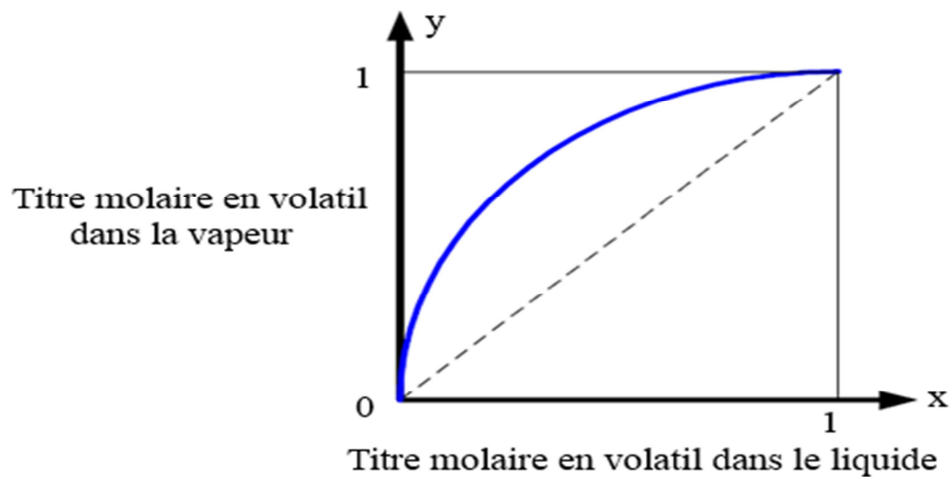


Figure 3-2 courbe d'équilibre d'un mélange homozyéotrope.

- **Diagramme isobare**

Ce diagramme permet de connaitre les températures d'ébullition (bulle) et de condensation (rosée) des mélanges ainsi que la composition de la vapeur émise ou du liquide condensé.

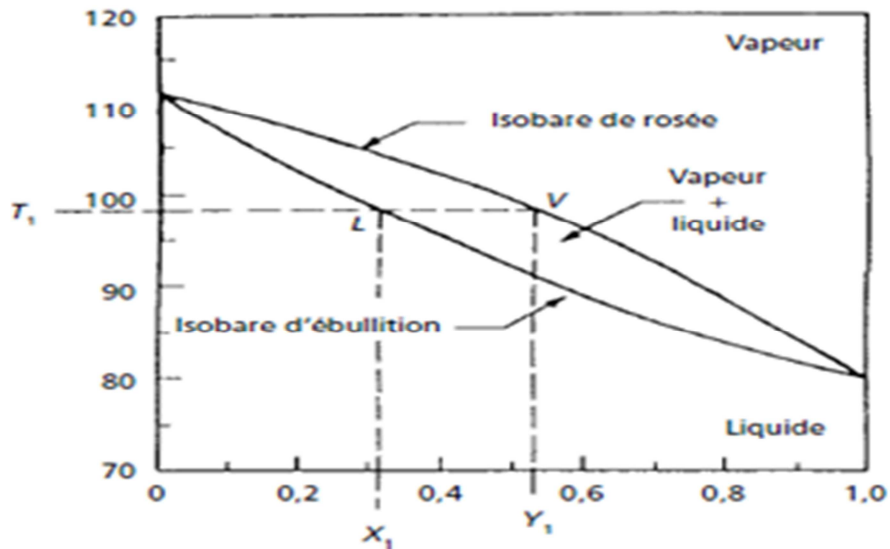


Figure 3-3 Exemple d'une courbe d'équilibre isobare d'un mélange binaire.

### 3.3 Lois fondamentales

#### 3.3.1 Titre molaire

C'est le rapport du nombre de moles d'un constituant au nombre de moles total du mélange.

$$x_i(y_i) = \frac{n_i}{n_T}$$

Avec :

$n_i$  : Nombre de moles du constituant.

$n_T$  : Nombre de moles total du mélange.

$x_i$  : Titre molaire du constituant i dans la phase liquide.

$y_i$  : Titre molaire du constituant i dans la phase gazeuse.

#### 3.3.2 Titre massique

C'est le rapport de la masse d'un constituant à la masse totale du mélange.

$$W_i = \frac{m_i}{m_T}$$

Avec :

$W_i$  : Titre massique du constituant i.

$m_i$  : Masse du constituant i.

$m_T$  : Masse total du mélange.



### 3.3.3 Pression de vapeur saturante

Les molécules de liquide quittent sa surface jusqu'à ce que la pression partielle de sa vapeur dans l'atmosphère qui surmonte le liquide soit égale à la pression (tension) saturante de vapeur, ( $P^\circ$ ).  $P^\circ$  est la pression maximale de vapeur pour une température donnée. Au-delà de cette pression, certaines molécules sont également sous forme liquide, et pas uniquement gazeuse [13].

### 3.3.4 Loi de Dalton

On peut l'énoncer de la manière suivante :

$$P_t = \sum_i^n P_i$$

Avec :

$P_i$  : Pression partielle du constituant  $i$ .

$n$  : Nombre de constituants du mélange.

$P_t$  : Pression totale du mélange.

### 3.3.5 Loi de Raoult

Cette loi met en relation l'idéalité d'une solution en équilibre avec sa phase vapeur. Cette loi permet d'exprimer la proportionnalité, pour une température et une pression données, entre la phase vapeur et les compositions de la phase liquide comme suit :

$$P_i = x_i \times P_i^0$$

Avec :

$P_i$  : Pression partielle du constituant  $i$ .

$x_i$  : Titre molaire du constituant  $i$  dans la phase liquide.

$P_i^0$  : Pression de vapeur du constituant  $i$ .

### 3.3.6 Volatilité

La volatilité exprime la capacité d'une substance à se vaporiser.

On distingue deux types :

### 3.3.6.1 Volatilité absolue ( $V$ )

Elle est définie comme le rapport entre la pression partielle, à l'équilibre, de la substance, dans la phase vapeur et le titre molaire de la substance dans la phase liquide.

$$V_i = \frac{P_i}{x_i}$$

### 3.3.6.2 Volatilité relative ( $\alpha$ )

Dans un mélange liquide renfermant deux composants i et j, la volatilité relative est définie comme le rapport entre les volatilités absolues de chaque composant dans le mélange liquide.

$$\alpha = \frac{V_i}{V_j} = \frac{P_i \times x_j}{P_j \times x_i}$$

## 3.4 Appareillages d'une installation de distillation

### 3.4.1 La colonne

Ce dispositif destiné à assurer un contact intime entre le liquide et la vapeur de manière à approcher le mieux possible l'équilibre de composition.

On distingue deux types de colonne :

#### 3.4.1.1 Colonne à plateaux

Les plateaux sont conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide [11].

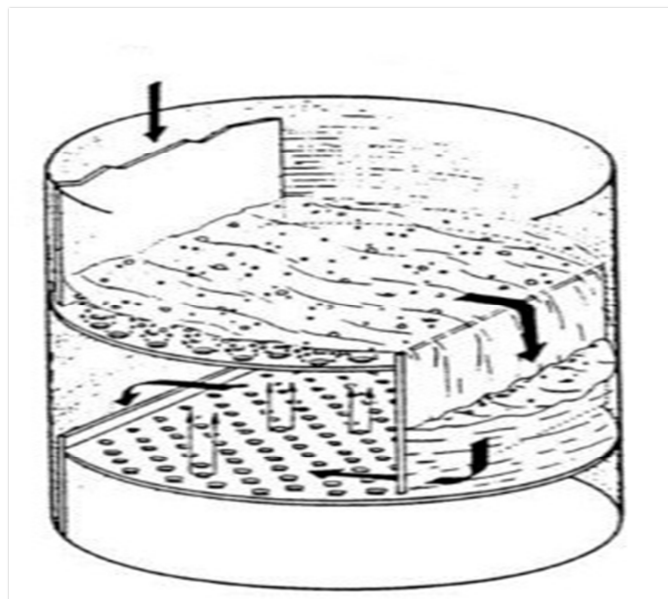


Figure 3-4 Vue 3D des écoulements dans une colonne à plateau.

Ils comportent :

- Un barrage permettant de retenir sur le plateau une certaine épaisseur de liquide.
- Une aire active percée de trous, éventuellement équipés de clapets ou de cloche.
- Un déversoir permettant d'amener le liquide du plateau considéré vers le plateau inférieur.

### 3.4.1.2 Colonne à garnissage

Les garnissages sont des éléments en métal ou en en céramique qu'on place à l'intérieur de la colonne de façon désordonnée (en vrac) ou ordonnée (structuré) [11].

Ils procèdent une fraction de vide pour permettre l'écoulement des phases liquide et vapeur et une géométrie bien choisie pour assurer un meilleur transfert de matière entre ces deux phases.

La colonne à garnissage comporte les équipements suivants:

- Des tronçons de garnissage (de 0.3 à 10m de hauteur selon le diamètre de la colonne), en vrac ou structuré des grilles support pour les différents tronçons de garnissage.
- Des collecteurs permettant de récupérer l'ensemble du liquide descendant du tronçon supérieur.
- Des distributeurs permettant d'assurer une redistribution du liquide sur la surface du garnissage, au niveau de l'alimentation ou du reflux mais également entre deux tronçons.



Figure 3-5 Colonne à garnissage vrac.



Figure 3-6 Colonne à garnissage structuré.

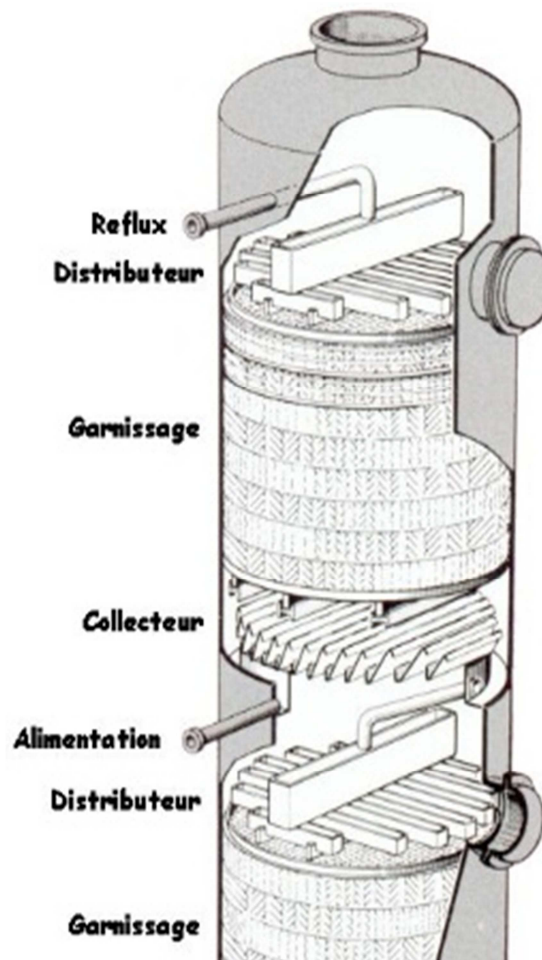


Figure 3-7 Colonne à garnissage.

### 3.4.2 Rebouilleur

Le rebouilleur est un échangeur de chaleur dont le but est de permettre au liquide de s'appauvrir en constituant volatil et à la vapeur de s'en enrichir. La quantité vaporisée s'appelle le taux de rebouillage.

### **3.4.3 Condenseur**

Le condenseur est un échangeur de chaleur dont le but est de transformer la vapeur montante en liquide sur une surface froide

### **3.4.4 Ballon de reflux**

Le ballon sert à accumuler les produits de tête condensés et contenir le liquide de reflux.

### **3.4.5 Pompe**

Le but de la pompe est d'assurer la circulation des liquides au sein de l'installation et compenser les pertes de charge dans les différents éléments

## **3.5 Types de distillation**

On peut réaliser l'opération de distillation de deux façons bien distinctes :

### **3.5.1 Distillation simple**

La distillation simple est un procédé de séparation d'un mélange de substances liquides dont les températures d'ébullition sont différentes. Sous l'effet de la chaleur, les substances se vaporisent successivement, et la vapeur obtenue est liquéfiée pour donner le distillat [14].

### **3.5.2 Rectification**

La rectification est utilisée lorsqu'un grand nombre de plateaux théoriques sont nécessaires, c'est-à-dire lorsque les produits à séparer sont proches en termes de point d'ébullition [14].

Cette séparation fait à travers une série de vaporisations et de condensations entre le liquide et la vapeur qui cheminent à contre-courant dans une colonne.

# Chapitre 4

## Partie Pratique et Calcul

### 4.1 Problématique

La raffinerie de Skikda (RA1K) est le principal destinataire de la gazoline produite par le complexe GL1K, qui affiche un taux de récupération de vapeur (TVR) de 0.82 bar. Cependant, cette TVR élevée engendre plusieurs problèmes, notamment des pertes considérables pendant la période de stockage de la gazoline.

Pour atténuer ces pertes, la RA1K a inclus dans le contrat signé avec le nouveau Méga-train (GNL2K), une exigence spécifique.

Elle exige que la gazoline fournie au Méga-train respecte une TVR maximale de 0.77 bar effective, dans le but de réduire les pertes pendant le stockage. Cette exigence répond aux préoccupations de la raffinerie et contribue à accroître la rentabilité globale du complexe.

La société américaine KELLOGG BROWN & ROOT (KBR), responsable de la construction du Méga-train, a planifié l'installation d'un déisopentaneur pour répondre à la demande de la raffinerie. Cette installation permettra également de récupérer une gazoline ayant une TVR d'environ 0.72 bar efficace à partir du bas du déisopentaneur. Le produit principal obtenu en tête, principalement constitué d'isopentane, sera réintroduit dans le processus de liquéfaction lors de la première passe dans l'échangeur principal. Cette réinjection est réalisée en l'absence de réservoirs de stockage dédiés pour ce produit, afin d'éviter son élimination par torchage.

Notre projet a pour objectif de réaliser une optimisation du processus de production de gazoline dans le complexe GNL1K en utilisant le logiciel Hysys. Pour cela nous allons procéder à l'ajustement précis des paramètres de fonctionnement du déisopentaneur afin de minimiser et d'atteindre une TVR de 0.69 bar eff pour la gazoline produite, au même temps

nous visons à maximiser la quantité d'isopentane récupérée en tête de colonne. Cette approche permettra de concilier les exigences de qualité de la gazoline et la maximisation de l'efficacité opérationnelle du déisopentaniseur.

## 4.2 Approche de simulation

La simulation des procédés est une discipline qui utilise des modèles informatiques pour reproduire et analyser le comportement des procédés industriels. Elle est largement utilisée dans de multiples domaines tels que la chimie, la pétrochimie, l'industrie pharmaceutique, la production d'énergie, la fabrication, et bien d'autres. Elle permet de comprendre, d'optimiser et de prédire le fonctionnement des installations industrielles, en tenant compte de diverses variables et contraintes. Elle a pour but de mieux comprendre le fonctionnement d'un procédé tout en modélisant les différentes étapes, les interactions entre les composants, les flux de matière et d'énergie, et les contraintes opérationnelles. Cela peut aider à identifier les goulots d'étranglement, les inefficacités et les problèmes potentiels. Elle permet aussi d'explorer différentes configurations, conditions opérationnelles et paramètres pour trouver la combinaison optimale qui maximise les performances du procédé. Cela peut inclure l'optimisation de la consommation d'énergie, la maximisation des rendements, la minimisation des coûts, etc.

On peut distinguer généralement deux types de simulation des procédés chimiques :

- **Simulation statique**

la simulation statique des procédés chimiques est une approche qui permet de modéliser et analyser l'état d'un système chimique à un instant précis, en résolvant les équilibres thermodynamiques et en prédisant les compositions et les propriétés à l'équilibre. Elle est utilisée pour optimiser les procédés, évaluer les performances et prendre des décisions basées sur des données statiques.

- **Simulation dynamique**

La simulation dynamique est une approche qui vise à modéliser et analyser l'évolution temporelle d'un système chimique, en prenant en compte les variations des variables et des interactions au fil du temps.

Ces concepts fournissent une base solide pour comprendre et modéliser les procédés chimiques à l'aide de logiciels de simulation tels que HYSYS. Il est important de se familiariser avec ces concepts et de les appliquer de manière appropriée lors de la construction du modèle de simulation.

## **4.3 Logiciel ASPEN HYSYS**

### **4.3.1 Présentation du logiciel HYSYS**

HYSYS (Hyprotech Process Simulation) est un logiciel de simulation de procédés chimiques développé par Hyprotech, qui fait maintenant partie d'Aspen Technology. HYSYS est largement utilisé dans l'industrie chimique et pétrolière, en particulier dans l'industrie pétrolière et gazière. Pour la modélisation, la simulation et l'optimisation des procédés.

### **4.3.2 Principes de fonctionnement du HYSYS**

**Configuration du modèle** : Rassembler et configurer les données nécessaires sur les flux de matières, les propriétés physiques des composants et les conditions opératoires

**Définition des propriétés thermodynamiques** : Sélectionner les modèles thermodynamiques appropriés pour décrire le comportement des composants chimiques et leurs interactions dans le procédé.

**Simulation statique** : HYSYS résout les équilibres thermodynamiques et prédit les compositions et les propriétés des mélanges à l'équilibre dans le procédé.

**Simulation dynamique (en option)** : Configurer les variations temporelles des conditions opératoires pour simuler le comportement transitoire du procédé. HYSYS résout les équations différentielles qui décrivent l'évolution temporelle des variables d'état, tels que les concentrations, les températures, les débits et génère des résultats dynamiques.

**Analyse des résultats** : Utiliser les outils de visualisation pour examiner les résultats de la simulation, tels que les diagrammes de flux, les tableaux de données, les graphiques. Analysez les performances du procédé, identifiez les goulots d'étranglement et optimisez les conditions opératoires.



## 4.4 Méthode suivie

Nous commençons par effectuer une simulation approfondie en utilisant le logiciel HYSYS de la colonne de débutaniseur pour garantir qu'elle fonctionne correctement selon les spécifications requises. Le flux d'alimentation vers le déisopentaniseur dépend du résidu produit par le débutaniseur, ce qui rend crucial son bon fonctionnement.

Ensuite, nous développons un modèle détaillé du déisopentaniseur en utilisant le logiciel HYSYS, en prenant en compte les caractéristiques spécifiques de l'unité. Nous vérifions également que le modèle est conforme aux conditions de conception de la colonne.

Enfin, nous procédons à l'ajustement des paramètres opératoires en effectuant des simulations dans HYSYS. L'objectif est de trouver la combinaison optimale de ces paramètres qui permettra d'atteindre un TVR de 0,69 bar eff pour la gazoline produite. Cela nous permet de minimiser les pertes en cas de torchage de l'isopentane et d'optimiser le fonctionnement global de l'unité.

### 4.4.1 Vérification du cas design du débutaniseur

Pour simuler la colonne de débutaniseur dans HYSYS, il est essentiel de fixer les données pertinentes fournies par le constructeur (KBR) (Annexe). Celles-ci incluent :

#### 1. Données de la charge d'alimentation :

- Débit de l'alimentation (Kg mol/h).
- Composition (% molaire).
- Température (°C).
- Pression (bar eff).

Le tableau ci-dessous fournit une vue claire et détaillée des paramètres de la charge d'alimentation utilisés dans la simulation du débutaniseur.

Tableau 2 : Données de la charge d'alimentation.

Les composants de la Charge d'alimentation		
Composition, mole %	Hélium	0.0%
	Azote	0.0%
	Méthane	0.0%
	Ethane	0.0%
	Propane	0.5%
	Isobutane	27.98%
	Butane	42.70%
	Isopentane	7.59%
	Pentane	9.60%
	Hexane	11.64%
	Gaz carbonique	0.0%
	Eau	0.0%
	aMDEA	0.0%
Débit total molaire, (K mole/hr)		837
Pression, (bar eff)		4.83
Température, C°		59.10

**2. Données de la colonne :**

- Nombre de plateaux.
- La pression de condenseur et du rebouilleur.
- Le taux de reflux et le débit du distillat.

Afin d'obtenir une vue détaillée des caractéristiques de la colonne de débutaniseur, voici une figure de HYSYS affichant les données spécifiques de la colonne :

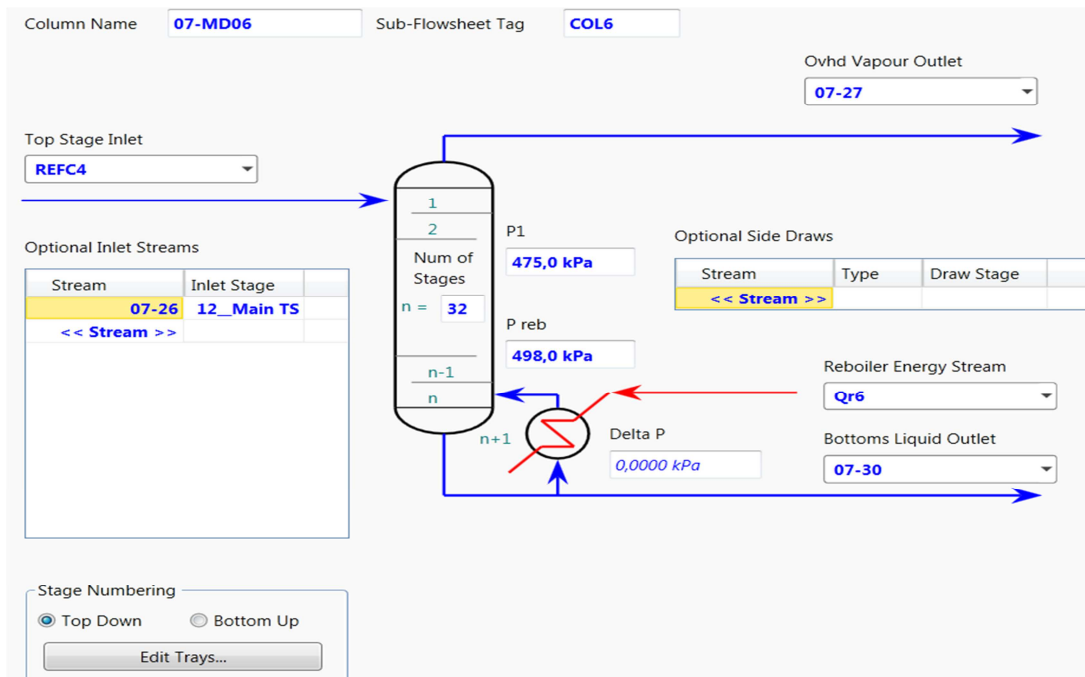


Figure 4-1 : Données de la colonne de débutaniseur dans HYSYS.

La Figure 4-1 représente la simulation de la colonne de débutaniseur réalisée à l'aide du logiciel HYSYS, en utilisant les données préalablement mentionnées. Cette simulation fournit des résultats détaillés sur les performances et les caractéristiques de la colonne, ainsi que les profils de température, de pression et de débit molaire en fonction du nombre de plateaux. Ces informations permettent une analyse approfondie du comportement de la colonne et de son fonctionnement selon différentes configurations.

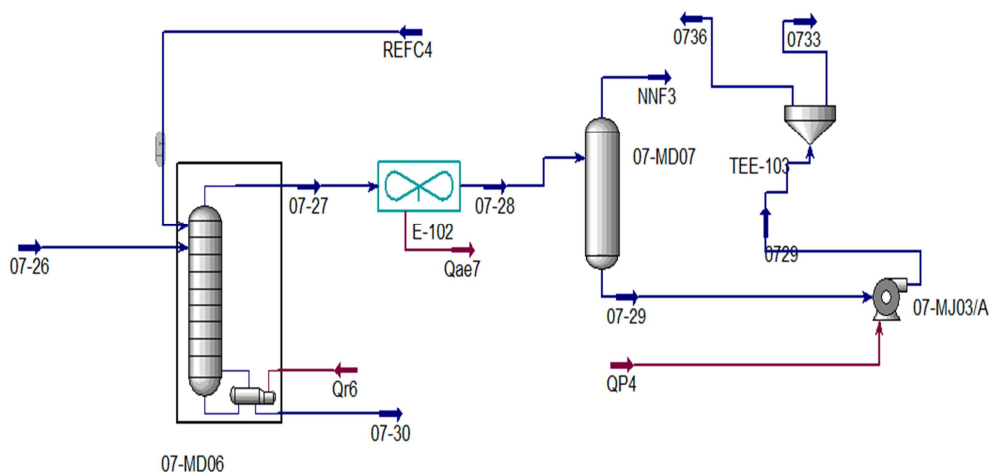


Figure 4-2 : Modélisation de la colonne de débutaniseur dans HYSYS.

## Résultats de la simulation

Les résultats de la simulation sont obtenus en utilisant le modèle thermodynamique PR (Peng-Robinson). La validation de cette simulation repose sur une comparaison détaillée entre les paramètres de fonctionnement obtenus par la simulation et ceux fournis par le constructeur KBR pour chaque produit. Afin d'évaluer la précision de la simulation, une condition d'incertitude est appliquée :

$$\frac{(\text{Résultats du design} - \text{Résultats du modèle simulé}) \times 100}{\text{Résultats du design}} \leq 10$$

Cette condition d'incertitude garantit un niveau acceptable d'écart entre les résultats du design et les résultats du modèle simulé, permettant ainsi de valider la précision de la simulation par rapport aux spécifications établies par le constructeur.

Le tableau suivant présente les paramètres de sortie de la colonne de débutaniseur tels qu'ils ont été calculés par le constructeur et tels qu'ils ont été obtenus par HYSYS :

Tableau 3 : Vérification du cas design de la colonne de débutaniseur.

	Design	PR	Erreur relative %
TVR de la gasoline (c5+) (bar eff)	0.88	0.8556	2.77
Débit distillat (Kmole/hr)	1525	1525	00
Débit résidu (Kmole/hr)	241	241	00
Température de tête (°C)	44.15	43.88	0.61
Température de fond (°C)	101.29	102.0	0.70
Pression de tête (bar)	4.75	4.75	00
Pression de fond (bar)	4.98	4.98	00

## Interprétation

Les résultats obtenus indiquent que le modèle thermodynamique Peng Robinson respecte la condition d'incertitude, ce qui confirme la pertinence de notre choix pour ce modèle thermodynamique.

Le tableau suivant présente la composition des produits récupérés en tête (C4) et au fond (C5+) de la colonne.

Tableau 4 : Vérification de la composition du distillat et résidu de la colonne de débutaniseur.

Les composants		Design	PR	Erreur absolue
Composition de distillat (% molaire)	C1	0.0%	0.0%	0.0%
	C2	0.0%	0.0%	0.0%
	C3	0.70%	0.70%	0.0%
	iC4	39.30%	39.30%	0.0%
	nC4	59.79%	59.86%	0.07%
	iC5	0.18%	0.13%	0.05%
	nC5	0.03%	0.01%	0.02%
	nC6	0.0%	0.0%	0.0%
Composition de résidu (% molaire)	C1	0.0%	0.0%	0.0%
	C2	0.0%	0.0%	0.0%
	C3	0.0%	0.0%	0.0%
	iC4	0.010%	0.0%	0.0%
	nC4	0.49%	0.0%	0.0%
	iC5	25.91%	26.21%	0.3%
	nC5	33.21%	33.36%	0.15%
	nC6	40.38%	40.42%	0.04%

## Interprétations

L'analyse des résultats du tableau révèle que les paramètres de sortie obtenus par la simulation du procédé, utilisant le modèle thermodynamique Peng Robinson, sont en étroite corrélation avec les valeurs prévues par le constructeur KBR. Cette concordance démontre la fiabilité de la simulation et confirme que le modèle thermodynamique sélectionné est approprié pour représenter le comportement de la colonne de débutaniseur.

Le Tableau 5 ci-dessous présente une comparaison entre la composition de la charge d'alimentation de la colonne de déisopentaneur, définie par les données du constructeur KBR, et la composition du résidu issu de la colonne de débutaneur.

Tableau 5 : Résultat de comparaison entre la composition de la charge d'alimentation du déisopentaneur et le résidu du débutaneur.

Les composants	Charge d'alimentation du déisopentaneur	Résidu du débutaneur	Erreur absolue %
Hélium	0.0%	0.0%	0.0
Azote	0.0%	0.0%	0.0
Méthane	0.0%	0.0%	0.0
Ethane	0.0%	0.0%	0.0
Propane	0.0%	0.0%	0.0
Isobutane	0.0%	0.0%	0.0
Butane	0.5%	0.0%	0.0
Isopentane	25.9%	26.21%	0.31
Pentane	33.2%	33.36%	0.16
Hexane	40.4%	40.42%	0.02
CO2	0.0%	0.0%	0.0
Eau	0.0%	0.0%	0.0
aMDEA	0.0%	0.0%	0.0

### Interprétation

L'analyse du tableau révèle une concordance significative entre la composition du résidu produit par la colonne de débutaneur selon la simulation HYSYS et la composition de la charge d'alimentation de la colonne de déisopentaneur selon les données fournies par le constructeur KBR. Cette constatation indique que la colonne de débutaneur opère conformément aux spécifications attendues, en générant un résidu approprié pour être utilisé comme alimentation dans la colonne de déisopentaneur. Cette correspondance renforce la confiance dans le bon fonctionnement du procédé global et souligne l'adéquation du modèle thermodynamique utilisé pour la simulation.

# Profils de température, pression et débit molaire en fonction du nombre de plateaux de la colonne de débutaniseur

## 1. Profil de température

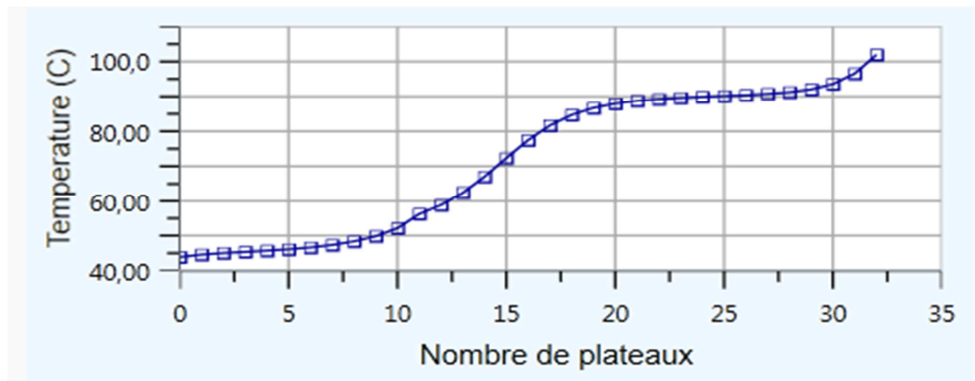


Figure 4-3 : Profil de température en fonction du nombre d'étages de la colonne de débutaniseur

### Interprétation

Le profil de température croissant en fonction du nombre de plateaux démontre la stabilité opérationnelle de la colonne de distillation et l'efficacité de la séparation des composants. La perturbation observée au 12<sup>e</sup> plateau, résultant de l'introduction de la charge d'alimentation à 59,10°C, est suivie d'une augmentation continue de la température. Cela indique de manière convaincante que les composants sont séparés avec succès dans la colonne.

## 2. Profil de pression

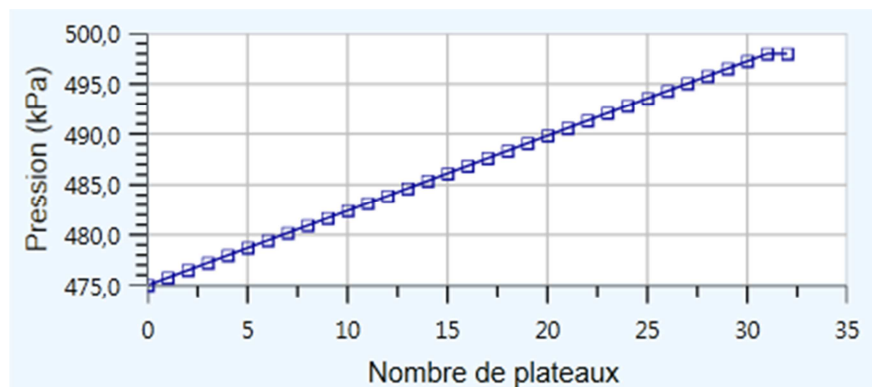


Figure 4-4 Profil de pression en fonction de nombre de plateau du débutaniseur.

## Interprétation

Le diagramme de pression en fonction du nombre de plateaux de la colonne de débutaniseur illustre une augmentation régulière de la pression. Cette augmentation est attribuée au processus de distillation, où les composants plus lourds se condensent et s'accumulent vers le bas, tandis que les composants plus légers s'évaporent et se déplacent vers le haut de la colonne. Cette tendance démontre l'efficacité de la colonne dans la séparation des composants en fonction de leurs propriétés physiques et de leur poids moléculaire, confirmant ainsi son bon fonctionnement.

### 3. Profil de débit liquide et vapeur

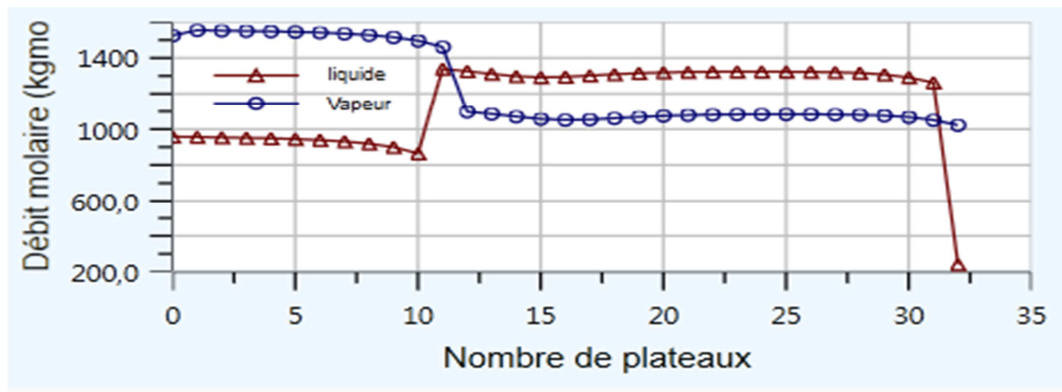


Figure 4-5 : Profil de température en fonction du nombre d'étages de la colonne de débutaniseur.

## Interprétation

Dans le diagramme de débit molaire, nous pouvons observer que le débit vapeur est dominant par rapport au débit liquide dans la section de concentration de la colonne de débutaniseur. Cela indique que la vaporisation joue un rôle clé dans la séparation des composés indésirables. De plus, l'augmentation brusque du débit liquide dans la section d'épuisement est principalement due à l'alimentation liquide introduite au 12ème plateau. Cette observation souligne l'importance de la distribution des débits et met en évidence l'impact significatif de l'alimentation liquide sur le débit liquide total de la colonne.

### 4.4.2 Simulation déisopentaniseur

Pour réaliser la simulation de la colonne de déisopentaniseur en utilisant le logiciel HYSYS, il est nécessaire de configurer les paramètres appropriés en se basant sur les données fournies



par le constructeur (KBR). Ces données comprennent les caractéristiques de la charge d'alimentation, telles que la composition des composants, les débits, les températures et les pressions. De plus, il est important de prendre en compte les spécifications de la colonne elle-même, telles que le nombre de plateaux, les pressions du condenseur et du rebouilleur, ainsi que le taux de reflux et le débit du distillat. En utilisant ces données fournies par le constructeur, nous pouvons configurer la simulation de manière précise dans le logiciel HYSYS pour obtenir des résultats conformes aux spécifications requises pour la colonne de désisopentaniseur. Le tableau suivant présente de manière claire et détaillée les paramètres de l'alimentation utilisés lors de la simulation du désisopentaniseur.

Tableau 6 : Données de la charge d'alimentation de désisopentaniseur.

Les composants de la Charge d'alimentation	Charge d'alimentation
Hélium	0.0%
Azote	0.0%
Méthane	0.0%
Ethane	0.0%
Propane	0.0%
Isobutane	0.0%
Butane	0.5%
Isopentane	25.9%
Pentane	33.2%
Hexane	40.4%
Gaz carbonique	0.0%
Eau	0.0%
aMDEA	0.0%
Débit total molaire, (K mole/hr)	241
Pression, (bar eff)	2.23
Température, C°	71.5

Pour obtenir une vision détaillée des caractéristiques de la colonne de désisopentaniseur, voici une figure de HYSYS affichant les données spécifiques de la colonne :

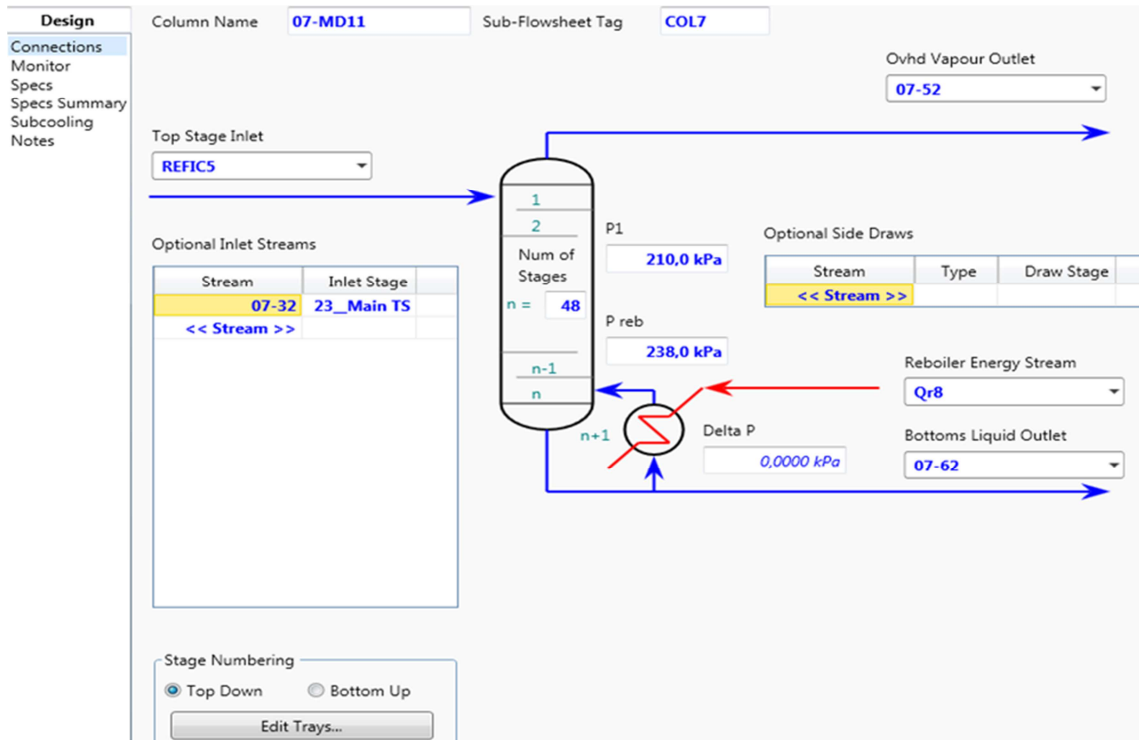


Figure 4-6 : Données de la colonne de désisopentaneur dans HYSYS.

La figure présentée ci-dessous illustre la simulation réalisée à l'aide du logiciel HYSYS pour la colonne de désisopentaneur, en utilisant les données mentionnées précédemment.

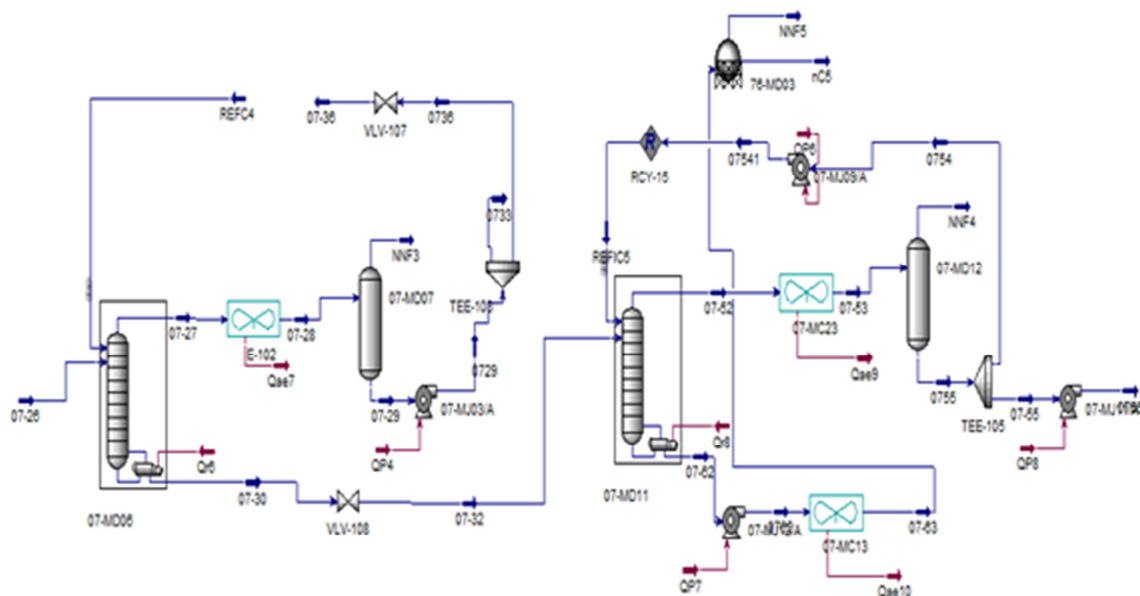


Figure 4-7 : Modélisation de la colonne de débutaneur et de désisopentaneur dans HYSYS.

Cette simulation fournit des résultats exhaustifs sur les performances et les caractéristiques de la colonne, ainsi que des profils détaillés de température, de pression et de débit molaire en

fonction du nombre de plateaux. Ces informations permettent une analyse approfondie du comportement de la colonne et de son fonctionnement dans différentes configurations.

### Résultats de la simulation :

La validation de cette simulation implique une analyse comparative des paramètres de fonctionnement obtenus par la simulation par rapport à ceux fournis par le constructeur KBR pour chaque produit, en tenant compte de la condition d'incertitude déjà appliquée à la simulation du débutaniseur.

Le tableau ci-dessous affiche les paramètres de sortie de la colonne de déisopentaniseur, à la fois tels qu'ils ont été calculés par le constructeur et tels qu'ils ont été obtenus grâce à la simulation réalisée avec HYSYS.

Tableau 7 : Vérification du cas design de la colonne de déisopentaniseur.

	Design	PR	Erreur relative %
TVR de la gazoline (c5+) (bar eff)	0.72	0.7291	1.26
Débit distillat (kgmole/hr)	55	55	00
Débit résidu (kgmole/hr)	186	186	00
Température de tête (°C)	51.30	54.04	5.34
Température de fond (°C)	77.49	76.94	0.7
Pression de tête (bar)	2.10	2.10	00
Pression de fond (bar)	2.38	2.38	00

### Interprétation

Les résultats obtenus indiquent que le modèle thermodynamique de Peng Robinson satisfait la condition d'incertitude, ce qui rassure que nous avons fait le bon choix en utilisant ce modèle thermodynamique.

L'analyse de ces résultats confirme la validité de l'utilisation du modèle thermodynamique (PR) grâce à l'obtention d'un écart minimal par rapport à la conception des deux cas, à la fois pour le débutaniseur et le déisopentaniseur.

Dans le tableau suivant, on représente la composition des produits récupérés en tête (C4) et au fond (C5+) de la colonne.

Tableau 8 : Vérification de la composition du distillat et résidu de la colonne de déisopentaniseur.

Les composants		Design	PR
Composition de distillat (% molaire)	C1	0.0%	0.0%
	C2	0.0%	0.0%
	C3	0.0%	0.0%
	iC4	0.0%	0.0%
	nC4	2.20%	0.01%
	iC5	87.80%	66.36%
	nC5	10%	33.64%
	nC6	0.0%	0.0%
Composition de résidu (% molaire)	C1	0.0%	0.0%
	C2	0.0%	0.0%
	C3	0.0%	0.0%
	iC4	0.0%	0.0%
	nC4	0.0%	0.0%
	iC5	7.51%	14.34%
	nC5	40.11%	33.28%
	nC6	52.38%	52.38%

### Interprétation

L'analyse des résultats du tableau de simulation du déisopentaniseur met en évidence une comparaison entre les paramètres de sortie obtenus par la simulation du procédé à l'aide du modèle thermodynamique de Peng Robinson et les valeurs prédites par le constructeur KBR. Cette analyse confirme la validité du modèle sélectionné et démontre la concordance entre les résultats simulés et les prévisions du constructeur, renforçant ainsi la pertinence de l'approche adoptée.

### Profils de température, débit molaire en fonction du nombre de plateaux de la colonne de déisopentaniseur.

**Profil de température :**

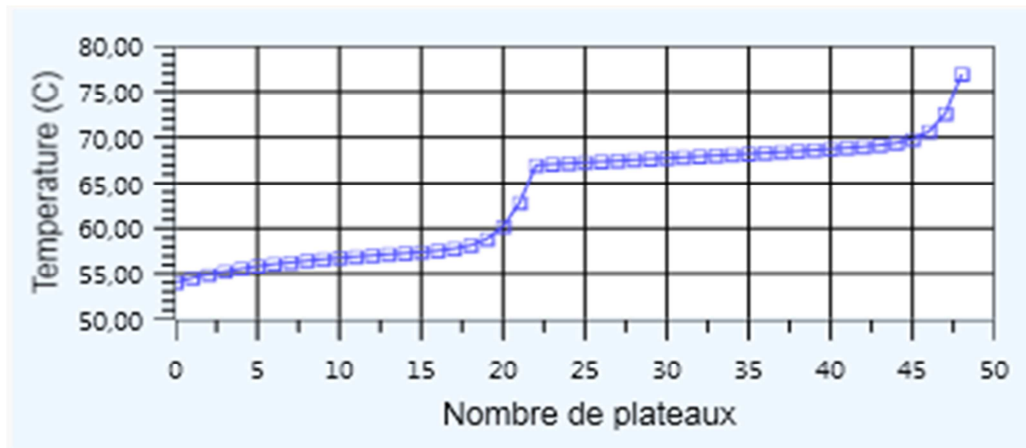


Figure 4-8 : Profil de température en fonction du nombre d'étages de la colonne de désisopentaneur

Le profil de température croissant avec l'augmentation du nombre de plateaux dans la colonne de distillation du désisopentaneur démontre la stabilité opérationnelle de la colonne et l'efficacité de la séparation des composants. Une perturbation est observée au 23e plateau lors de l'introduction de la charge, cependant, la température se rétablit rapidement, confirmant une séparation continue et efficace des composants

#### Le profil de pression :

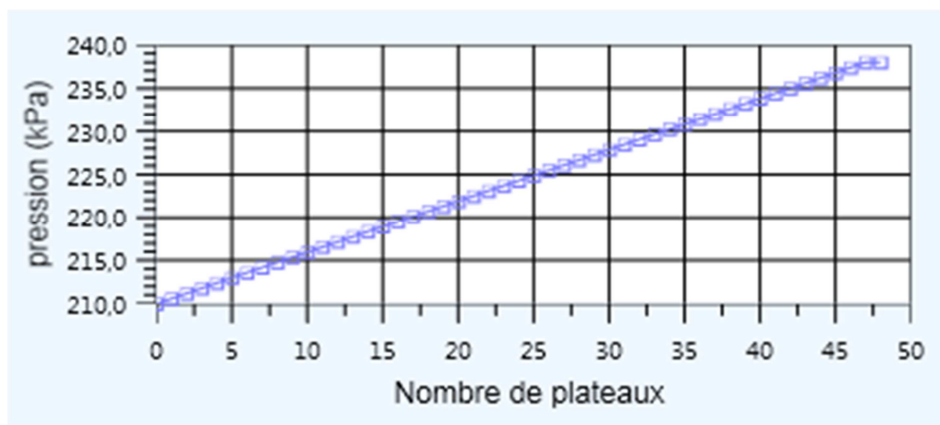


Figure 4-9 : Profil de pression de désisopentaneur en fonction de nombre de plateaux.

Le diagramme de pression en fonction du nombre de plateaux de la colonne de distillation illustre une augmentation régulière de la pression. Cette augmentation est attribuée au processus de distillation, où les composants plus lourds se condensent et s'accumulent vers le bas, tandis que les composants plus légers s'évaporent et se déplacent vers le haut de la colonne. Cette tendance démontre l'efficacité de la colonne dans la séparation des composants

en fonction de leurs propriétés physiques et de leur poids moléculaire, confirmant ainsi son bon fonctionnement

### Le profil de débit molaire des deux phases liquides et vapeur de déisopentaneur :

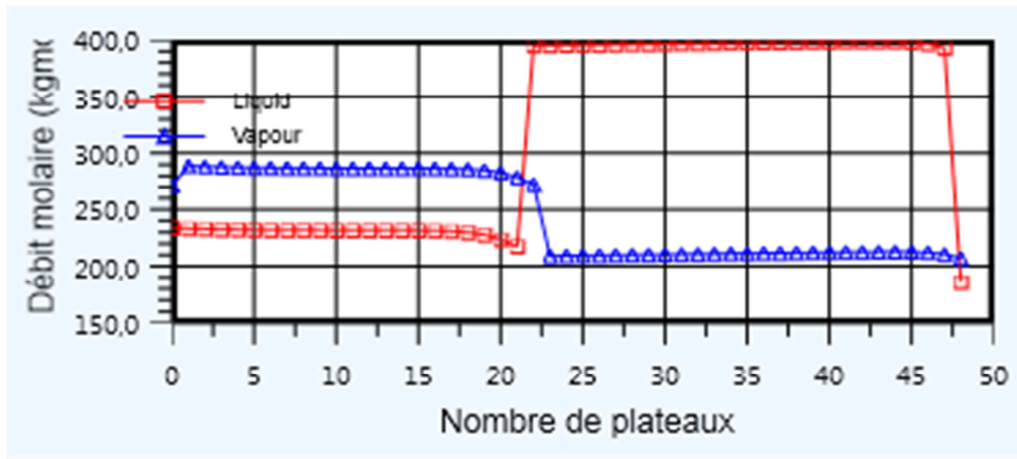


Figure 4-10 : profil de débit molaire liq-vap de déisopentaneur en fonction de nombre de plateaux

Lors de l'analyse des profils de débit molaire en fonction du nombre de plateaux pour la phase liquide et la phase vapeur de la colonne de distillation, plusieurs observations peuvent être faites :

- **Phase liquide**

Le profil de débit molaire est relativement stable sur les 20 premiers plateaux. A partir du plateau 21 on observe une augmentation ultérieure du débit molaire. Cela signifie qu'on a une distillation plus efficace, où les composants indésirables sont mieux séparés du composant souhaité. La réduction du débit molaire de la phase liquide lors du plateau 35 est le résultat d'une diminution de l'efficacité de la distillation ou d'une mauvaise répartition des composants dans la colonne.

- **Phase vapeur**

Le profil de débit molaire de la phase vapeur reste presque stable sur une certaine plage de plateaux, cela peut indiquer un bon équilibre liquide-vapeur dans la colonne. Cela suggère que les composants sont correctement évaporés et que l'équilibre entre les phases est maintenu. La

légère diminution peut être attribuable à des facteurs tels que des pertes par condensation ou des réactions chimiques se produisant dans la colonne.

#### **4.4.3 Optimisation des paramètres opérationnels du déisopentaniseur pour atteindre un TVR optimal**

Pour obtenir une TVR optimale dans le déisopentaniseur, des ajustements ont été effectués à l'aide du logiciel HYSYS. Voici les modifications apportées aux paramètres clés :

1. Pression du rebouilleur : La pression du rebouilleur a été réduite de 2.39 bar eff à 2.31 bar eff dans le but de favoriser une meilleure séparation des composants. Cette optimisation vise à améliorer l'efficacité de la distillation et à réduire les pertes lors du torchage de l'isopentane. Les débits de distillat et le taux de reflux ont été ajustés en conséquence pour assurer un fonctionnement optimal de l'unité.
2. Débit de distillat : Le débit de distillat a été augmenté de 55 Kmole/h à 57 Kmole/h. Cette augmentation permet d'optimiser la séparation des composants indésirables, assurant ainsi une meilleure purification du produit final (isopentane).
3. Taux de reflux : Le taux de reflux a été ajusté de 12,69 à 12,45 afin d'améliorer l'efficacité globale de la colonne de distillation. Un taux de reflux plus bas peut favoriser une meilleure séparation des composants et réduire les pertes.

Les résultats obtenus suite à ces ajustements ont permis d'atteindre une TVR optimale de 0.69 bar eff. Des changements significatifs ont été observés au niveau de la pression et de la température du distillat et du résidu, ainsi que du débit de distillat. Ces valeurs avant et après les ajustements sont résumées dans le tableau suivant :

Tableau 9 : Tableau des valeurs avant et après les ajustements.

<b>Paramètre</b>	<b>Avant l'ajustement</b>	<b>Après l'ajustement</b>
TVR (bar eff)	0.73	0.69
Pression du rebouilleur (bar eff)	2.39	2.32
Température du rebouilleur (°C)	76.60	77,38
Débit du résidu (Kmole/hr)	186	184
Pression du condenseur (bar eff)	2.1	2.1
Température du condenseur (°C)	53.87	50.27
Débit de distillat (Kmole/hr)	55	57.04

Parallèlement, un tableau de la composition du distillat et du résidu a été établi pour évaluer l'efficacité de la séparation des composants. Les résultats détaillés sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau 10 : Composition du distillat et du résidu suite aux ajustements.

<b>Les composants</b>	<b>Composition de distillat (mole %)</b>	<b>Composition du résidu (mole %)</b>
Méthane	0.00	0.00
Ethane	0.00	0.00
Propane	0.00	0.00
Isobutane	0.00	0.00
Butane	2.11	0.00
Isopentane	94.21	4.72
Pentane	3.67	42.36
Hexane	0.00	52.93

En optimisant précisément les paramètres de fonctionnement, nous avons réussi à obtenir une TVR optimale de 0,69 bar eff. Ces ajustements améliorent considérablement l'efficacité du déisopentaneur, répondent aux exigences spécifiques de notre client et permettent une récupération maximale de l'isopentane, favorisant ainsi une utilisation plus efficace dans le GPL.



## Conclusion

En conclusion, notre projet de simulation de la colonne de déisopentaniseur a été couronné de succès, démontrant l'efficacité de la colonne dans la réduction de la TVR et la récupération optimale de l'isopentane. Ces résultats revêtent une grande importance pour le complexe, améliorant ses performances opérationnelles et ouvrant des opportunités de revenus supplémentaires.

Nous encourageons le complexe à capitaliser sur cette récupération d'isopentane en explorant de nouvelles perspectives de commercialisation. L'isopentane peut être valorisé dans divers secteurs, tels que l'industrie cosmétique, la pétrochimie et d'autres industries qui utilisent cette matière première. Cette diversification des débouchés permettra au complexe de répondre à ses propres besoins en isopentane tout en générant des revenus supplémentaires et en renforçant sa compétitivité sur le marché.

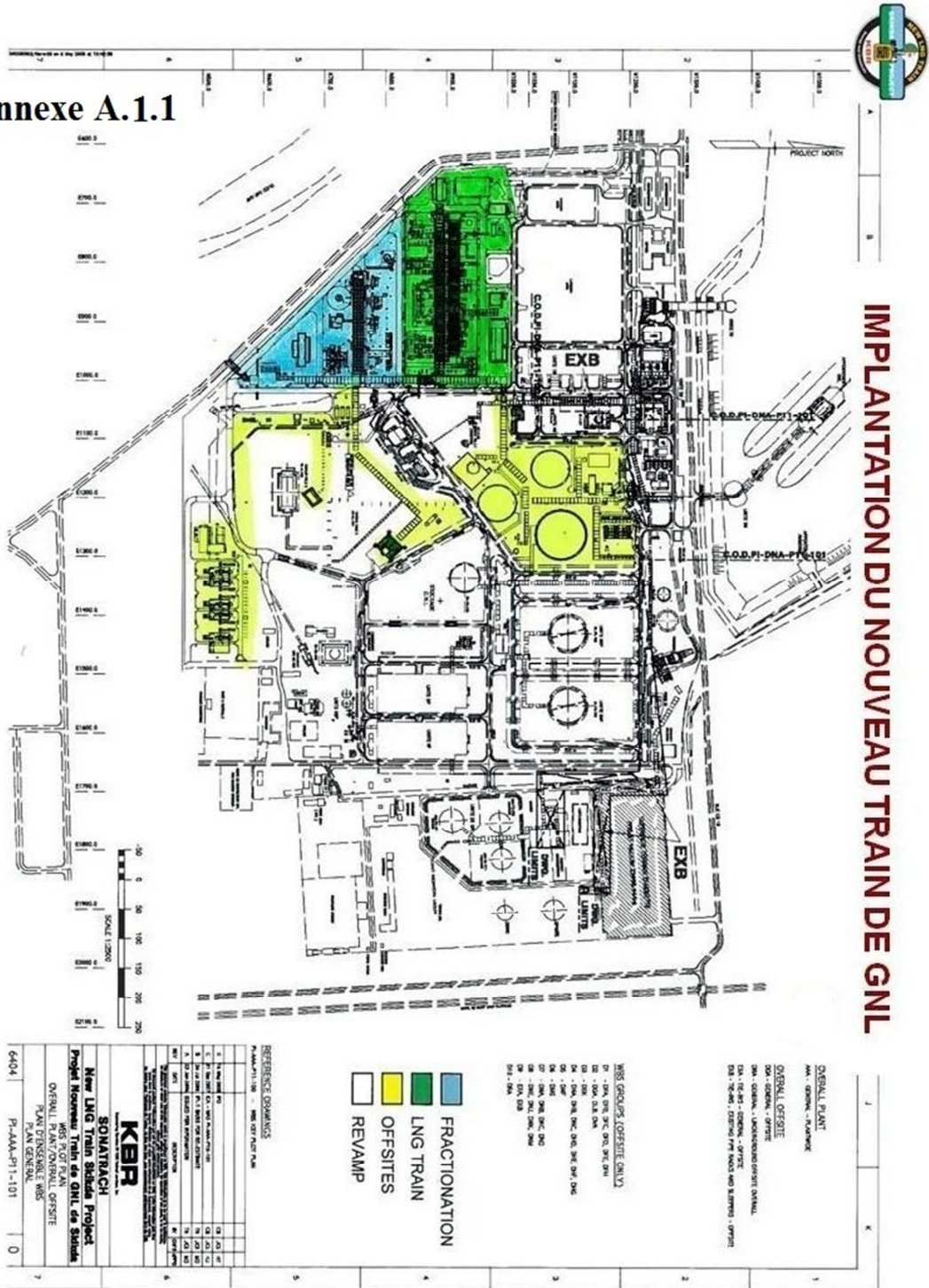
Nous recommandons également au complexe de poursuivre ses efforts d'optimisation de la colonne de déisopentaniseur afin d'améliorer encore davantage ses performances et d'explorer de nouvelles opportunités de valorisation de l'isopentane. En investissant dans la recherche et le développement de nouvelles utilisations, le complexe pourra rester à la pointe de l'innovation et saisir les opportunités émergentes.

# Annexe A

## A.1

### A.1.1 Implantation du nouveau méga train

Annexe A.1.1







## A.2 Qualité de la gazoline produite

### 10.1.1.4.2 Effet des valeurs garanties :

Si la valeur garantie de la qualité du Butane n'est pas obtenue lors des Essais de Performance, l'Entrepreneur doit modifier l'Ouvrage, pendant la Période Pénalisable et conformément aux conditions spécifiées à l'Article 9 du présent Contrat, jusqu'à ce que la valeur garantie soit obtenue.

Si à l'issue de la Période Pénalisable la valeur garantie de la qualité du Butane n'est toujours pas obtenue, le Maître de l'Ouvrage et l'Entrepreneur doivent se rencontrer pour convenir des mesures à prendre pour remédier à cette situation.

En absence d'accord entre les Parties, les dispositions de l'Article 10.5 du présent Contrat s'appliquent.

### 10.1.1.5 Qualité de la Gazoline :

#### 10.1.1.5.1 Valeurs garanties :

L'Entrepreneur garantit que la qualité de la Gazoline produite par l'Ouvrage, déterminée dans le bac de stockage de la Gazoline, doit répondre aux spécifications techniques précisées ci après :

#### **Spécifications de la Gazoline – Tension de vapeur Reid déterminée dans le bac de stockage de la Gazoline :**

	<b>Minimum</b>	<b>Maximum</b>
<i>TVR (Tension de vapeur Reid) :</i>		<i>0,77 bar.a</i>

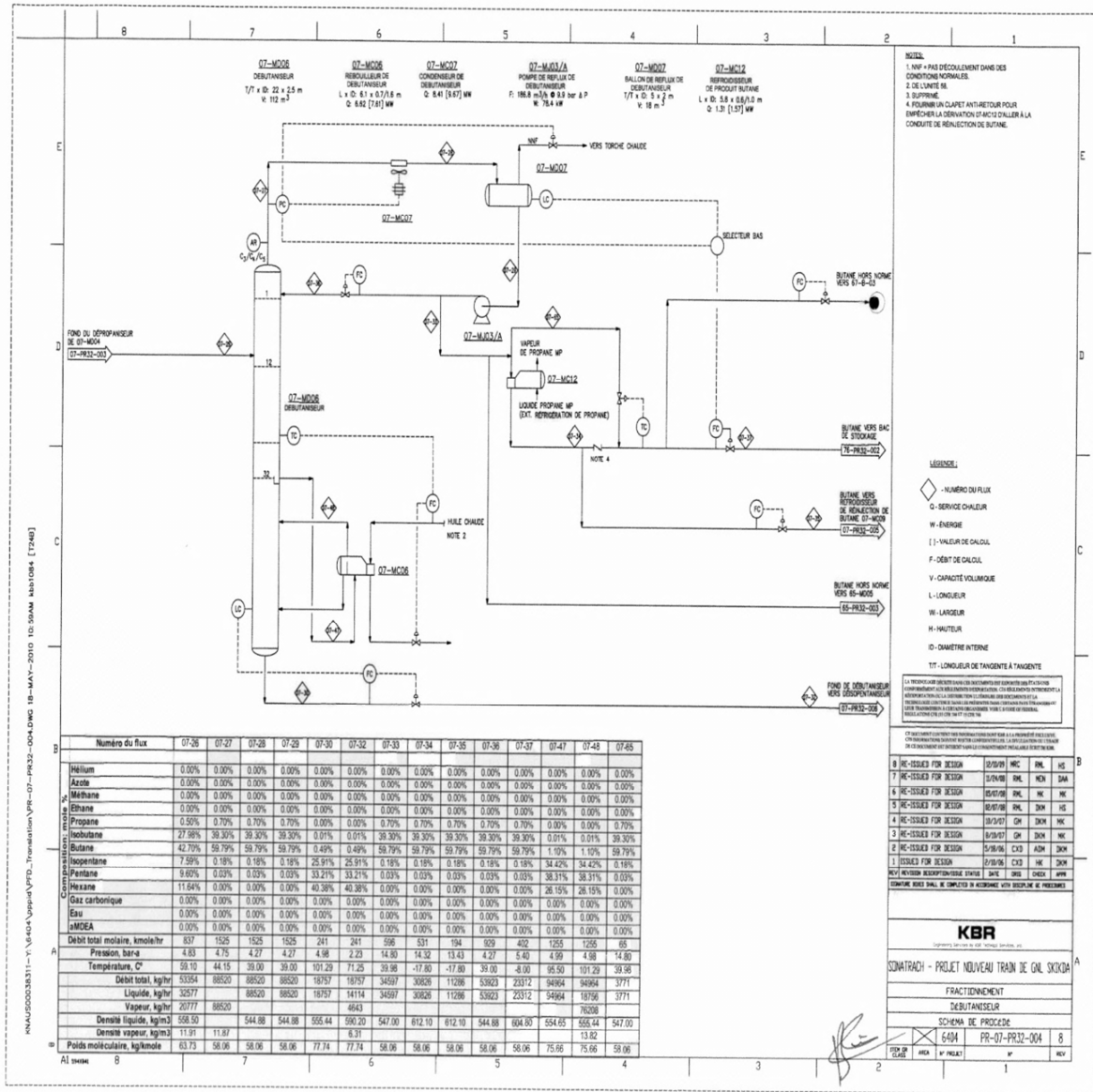
#### 10.1.1.5.2 Effet des valeurs garanties :

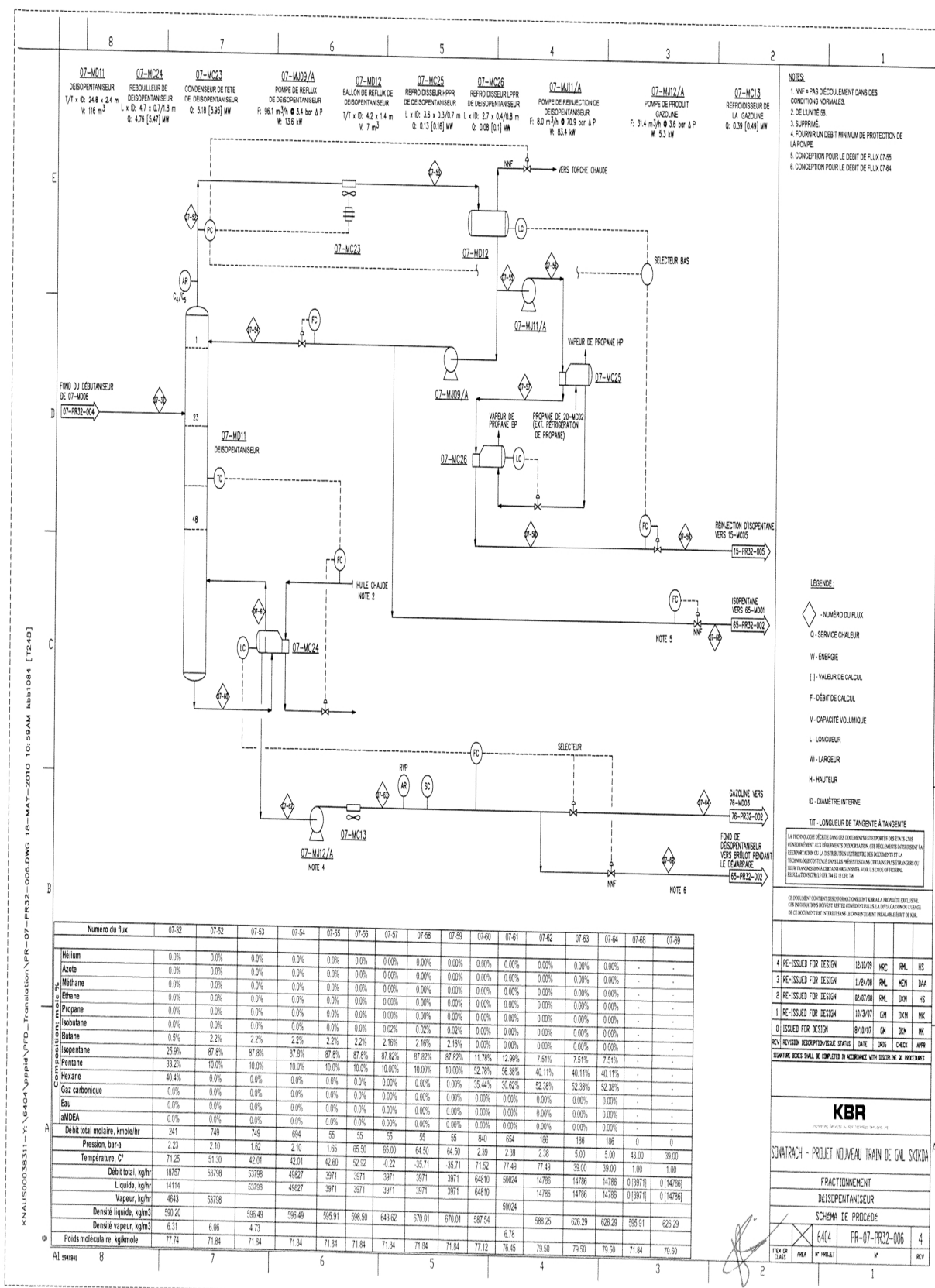
Si la valeur garantie de la qualité de la Gazoline n'est pas obtenue lors des Essais de Performance, l'Entrepreneur doit modifier l'Ouvrage, pendant la Période Pénalisable et conformément aux conditions spécifiées à l'Article 9 du présent Contrat, jusqu'à ce que la valeur garantie soit obtenue.

Si à l'issue de la Période Pénalisable la valeur garantie de la qualité de la Gazoline n'est toujours pas obtenue, le Maître de l'Ouvrage et l'Entrepreneur doivent se rencontrer pour convenir des mesures à prendre pour remédier à cette situation.

En absence d'accord entre les Parties, les dispositions de l'Article 10.5 du présent Contrat s'appliquent.

# A.3 PFD de la colonne de débutaniseur et désisopentaniseur





- NOTES:
1. N°P = PAS DE DÉCOULEMENT DANS DES CONDITIONS NORMALES.
  2. DE L'ÉTAT DE LA.
  3. SUPPRIMER.
  4. FOURNIER UN DÉBIT MINIMUM DE PROTECTION DE LA POMPE.
  5. CONCEPTION POUR LE DÉBIT DE FLUX 07-65.
  6. CONCEPTION POUR LE DÉBIT DE FLUX 07-64.

- LEGENDE:
- ◇ - NUMÉRO DU FLUX
  - - SERVICE CHALEUR
  - W - ÉNERGIE
  - | | - VALEUR DE CALCUL
  - F - DÉBIT DE CALCUL
  - V - CAPACITÉ VOLUMIQUE
  - L - LONGUEUR
  - W - LARGEUR
  - H - HAUTEUR
  - D - DIAMÈTRE INTERNE
  - TT - LONGUEUR DE TANGENTE À TANGENTE

LA RÉVISION DÉCRIT DANS LES COLONNES À DROITE LES ÉLÉMENTS MODIFIÉS. LES ÉLÉMENTS NON MODIFIÉS SONT LAISSÉS EN NEutre. LA TITRE DE LA RÉVISION DOIT ÊTRE EN FRANÇAIS. LES ÉLÉMENTS NON MODIFIÉS SONT LAISSÉS EN NEutre. LES ÉLÉMENTS NON MODIFIÉS SONT LAISSÉS EN NEutre.

LE DOCUMENT CONTIENDES DES INFORMATIONS QUI SONT LA PROPRIÉTÉ EXCLUSIVE DE KBR. IL NE DOIT ÊTRE REPRODUIT NI COMMUNIQUÉ À UN TIERS SANS LA PERMISSION ÉCRITE DE KBR.

Numéro du flux	07-62	07-63	07-64	07-65	07-66	07-67	07-68	07-69	07-70	07-71	07-72	07-73	07-74	07-68	07-69	
Hélium	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
Azote	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
Méthane	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
Ethane	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
Propane	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
Isobutane	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
Butane	0.5%	2.2%	2.2%	2.2%	2.2%	2.16%	2.16%	2.16%	2.16%	11.78%	12.86%	7.51%	7.51%	-	-	
Isopentane	25.9%	87.8%	87.8%	87.8%	87.8%	87.82%	87.82%	87.82%	87.82%	52.78%	55.38%	40.11%	40.11%	-	-	
Pentane	33.2%	10.0%	10.0%	10.0%	10.0%	10.0%	10.0%	10.0%	10.0%	35.44%	30.62%	52.38%	52.38%	-	-	
Hexane	40.4%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
Isopentane	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
Gas carbonique	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
Eau	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
DMDEA	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	0.0%	-	-	
Débit total molaire, kmole/hr	241	749	749	694	55	55	55	55	55	840	654	198	198	0	0	
Pression, bara	2.23	2.10	1.62	2.10	1.65	65.50	65.00	64.50	64.50	2.39	2.38	2.38	5.00	5.00	43.00	39.00
Température, °C	71.25	51.30	42.01	42.01	42.60	52.92	0.22	-35.71	-35.71	71.52	77.49	77.49	39.00	39.00	1.00	1.00
Débit total, kg/hr	18757	53798	53798	49827	3971	3971	3971	3971	3971	64810	50024	14786	14786	0 (3971)	0 (14786)	
Liquide, kg/hr	14114									64810	50024	14786	14786	0 (3971)	0 (14786)	
Vapeur, kg/hr	4643	53798														
Densité liquide, kg/m3	590.20															
Densité vapeur, kg/m3	6.31	6.06	4.73													
Poids moléculaire, kg/mole	77.74	71.84	71.84	71.84	71.84	71.84	71.84	71.84	71.84	77.12	76.45	79.50	79.50	71.84	79.50	

4	RE-ISSUED FOR DESIGN	12/10/05	MOC	RM	HS
3	RE-ISSUED FOR DESIGN	02/24/04	RM	REN	DAH
2	RE-ISSUED FOR DESIGN	12/27/03	RM	JOH	HS
1	RE-ISSUED FOR DESIGN	10/23/03	GM	ENH	MK
0	ISSUED FOR DESIGN	07/23/03	GM	ENH	MK

REV: INVOICER DESCRIPTION, STATUS, DATE, CHECK, CHECK, APPROV

FORMAL REVIEW SHALL BE COMPLETED IN ACCORDANCE WITH SECTION 2.2. PROCEDURE

**KBR**

SONATRACH - PROJET NOUVEAU TRAIN DE GNL SKIKDA


FRACTIONNEMENT  
DESISOPENTANEUR

SCHEMA DE PROCEDE


6404 PR-07-PR32-006 4


REV CLASS AREA N° PROJET N° REV

## A.4 Datasheet de la colonne déisopentaneur


1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: peng robinson resultat.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Fri Jun 09 14:00:48 2023			
4						
5	<b>Reboiled Absorber: 07-MD11 @Main (continued)</b>					
6						
7						
8						
9	Damping Factor	1.000	Max Press Iterations		100	
10	<b>CONDITIONS</b>					
11						
12	Name	REFIC5 @Main	07-32 @Main	07-62 @Main	07-52 @Main	Qr8 @Main
13	Vapour	0.0000	0.2530	0.0000	1.0000	---
14	Temperature (C)	42.0024 *	71.4463	76.9423	54.0387	---
15	Pressure (kPa)	210.0000 *	223.0000 *	238.0000	210.0000	---
16	Molar Flow (kgmole/h)	216.5630 *	241.0000	185.9957	271.5673	---
17	Mass Flow (kg/h)	15625.0319	18754.8000	14786.2370	19593.5948	---
18	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	24.9785	29.1928	22.8486	31.3227	---
19	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.746e+005	-1.704e+005	-1.777e+005	-1.487e+005	---
20	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	64.21	117.6	106.6	143.4	---
21	Heat Flow (kJ/h)	-3.7814e+07	-4.1075e+07	-3.3047e+07	-4.0395e+07	5.4465e+06
22	<b>PROPERTIES</b>					
23						
24	Name	REFIC5 @Main	07-32 @Main	07-62 @Main	07-52 @Main	
25	Molecular Weight	72.15	77.82	79.50	72.15	
26	Molar Density (kgmole/m3)	8.313	0.3203	7.386	8.285e-002	
27	Mass Density (kg/m3)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
28	Act. Volume Flow (m3/h)	26.05	752.5	25.18	3278	
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2420	-2190	-2235	-2062	
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.8899	1.511	1.341	1.988	
31	Heat Capacity (kJ/kg-C)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.343	2.352	2.525	1.833	
33	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.268e+006	3.520e+006	3.594e+006	3.268e+006	
34	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.530e+004	4.523e+004	4.521e+004	4.530e+004	
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.2478	0.0000	1.000	
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.2454	0.0000	1.000	
37	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000	5.699e-029	
38	Cost Based on Flow (Cost/\$)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	728.5	---	3278	
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	8.670	8.255	8.140	8.670	
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	169.1	183.0	200.7	132.2	
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	5121	5698	4398	6421	
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	625.5	642.4	647.1	625.5	
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	7.236e-003	6.662e-003	6.995e-003	---	
45	Z Factor	9.640e-003	---	1.107e-002	0.9318	
46	Watson K	13.06	12.95	12.92	13.06	
47	User Property	---	---	---	---	
48	Cp(Cp - R)	1.052	1.048	1.043	1.067	
49	CpCv	1.356	1.016	1.043	1.087	
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	2.387e+004	2.689e+004	2.717e+004	2.387e+004	
51	Kinematic Viscosity (cSt)	0.3078	---	0.2844	1.229	
52	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	628.1	645.6	650.4	628.1	
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	24.88	29.05	22.74	31.20	
54	Liquid Fraction	1.000	0.7470	1.000	0.0000	
55	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1203	3.123	0.1354	12.07	
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	330.8	345.5	341.8	330.8	
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.2530	0.0000	1.0000	
58	Surface Tension (dyne/cm)	12.73	11.44	11.16	---	
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.741e-002	---	9.415e-002	1.681e-002	
60	Viscosity (cP)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	160.8	174.7	192.4	123.9	
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.228	2.245	2.420	1.718	
63	Cv (kJ/kgmole-C)	124.7	180.2	192.4	121.7	
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.729	2.316	2.420	1.686	
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	124.0	---	---	---	
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.719	---	---	---	
67	CpCv (Ent. Method)	1.363	---	---	---	
68	Reid VP at 37.8 C (kPa)	129.3	85.56	72.91	129.3	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9		Page 8 of 28	



1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: peng robinson resultat.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Fri Jun 09 14:00:48 2023			
4						
5						
6	<b>Reboiled Absorber: 07-MD11 @Main (continued)</b>					
7	<b>PROPERTIES</b>					
8						
9						
10						
11	Name	REFIC5 @Main	07-32 @Main	07-62 @Main	07-52 @Main	
12	True VP at 37.8 C (kPa)	129.4	85.95	73.26	129.4	
13	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	24.88	29.05	22.74	31.20	
14	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.514e+006	3.783e+006	3.862e+006	3.514e+006	
15	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.871e+004	4.861e+004	4.858e+004	4.871e+004	
16	CO2 Loading	---	---	---	---	
17	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	2.833e-030	---	4.171e-033	---	
18	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	4.723e-033	---	7.103e-036	---	
19	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.9681	0.0000	1.000	
20	Mass Exergy (kJ/kg)	1.247	18.58	9.994	32.36	
21	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
22	Viscosity Index	-22.15	-25.53	-25.56	-25.76	
23	Mass Density (kg/m3)	599.8	24.92	587.2	5.977	
24	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	169.1	183.0	200.7	132.2	
25	Watson K	13.05	12.93	12.90	13.05	
26	Viscosity (cP)	0.1846	---	0.1670	7.346e-003	
27	<b>SUMMARY</b>					
28						
29	Flow Basis:	Molar		The composition option is selected		
30	<b>Feed Composition</b>					
31		REFIC5	07-32			
32	Flow Rate (kgmole/h)	216.5630	241.0000			
33		---	---			
34	Helium	0.0000	0.0000			
35	Nitrogen	0.0000	0.0000			
36	Methane	0.0000	0.0000			
37	Ethane	0.0000	0.0000			
38	Propane	0.0000	0.0000			
39	i-Butane	0.0000	0.0000			
40	n-Butane	0.0001	0.0000			
41	i-Pentane	0.6636	0.2621			
42	n-Pentane	0.3364	0.3336			
43	n-Hexane	0.0000	0.4042			
44	CO2	0.0000	0.0000			
45	H2O	0.0000	0.0000			
46	MDEAmine	0.0000	0.0000			
47	Flow Basis:	Molar		The composition option is selected		
48	<b>Feed Flows</b>					
49		REFIC5	07-32			
50	Flow Rate (kgmole/h)	216.5630	241.0000			
51		---	---			
52	Helium (kgmole/h)	0.0000	0.0000			
53	Nitrogen (kgmole/h)	0.0000	0.0000			
54	Methane (kgmole/h)	0.0000	0.0000			
55	Ethane (kgmole/h)	0.0000	0.0000			
56	Propane (kgmole/h)	0.0000	0.0000			
57	i-Butane (kgmole/h)	0.0000	0.0000			
58	n-Butane (kgmole/h)	0.0145	0.0037			
59	i-Pentane (kgmole/h)	143.7052	63.1753			
60	n-Pentane (kgmole/h)	72.8432	80.4039			
61	n-Hexane (kgmole/h)	0.0000	97.4171			
62	CO2 (kgmole/h)	0.0000	0.0000			
63	H2O (kgmole/h)	0.0000	0.0000			
64	MDEAmine (kgmole/h)	0.0000	0.0000			
65	<b>Products</b>					
66	Flow Basis:	Molar		The composition option is selected		
67	<b>Product Compositions</b>					
68						
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9		Page 9 of 28	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: peng robinson resultat.hsc	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Fri Jun 09 14:00:48 2023	
4				
5				
6	<b>Reboiled Absorber: 07-MD11 @Main (continued)</b>			
7	<b>SUMMARY</b>			
8				
9				
10				
11		07-52		07-62
12	Flow Rate (kgmole/h)	271.5673		185.9957
13		---		---
14	Helium	0.0000		0.0000
15	Nitrogen	0.0000		0.0000
16	Methane	0.0000		0.0000
17	Ethane	0.0000		0.0000
18	Propane	0.0000		0.0000
19	i-Butane	0.0000		0.0000
20	n-Butane	0.0001		0.0000
21	i-Pentane	0.6636		0.1434
22	n-Pentane	0.3364		0.3328
23	n-Hexane	0.0000		0.5238
24	CO2	0.0000		0.0000
25	H2O	0.0000		0.0000
26	MDEAmine	0.0000		0.0000
27	Flow Basis:	Molar		The composition option is selected
28	<b>Product Flows</b>			
29		07-52		07-62
30	Flow Rate (kgmole/h)	271.5673	*	185.9957
31		---		---
32	Helium (kgmole/h)	0.0000	*	0.0000
33	Nitrogen (kgmole/h)	0.0000	*	0.0000
34	Methane (kgmole/h)	0.0000	*	0.0000
35	Ethane (kgmole/h)	0.0000	*	0.0000
36	Propane (kgmole/h)	0.0000	*	0.0000
37	i-Butane (kgmole/h)	0.0001	*	0.0000
38	n-Butane (kgmole/h)	0.0182	*	0.0000
39	i-Pentane (kgmole/h)	180.2034	*	26.6771
40	n-Pentane (kgmole/h)	91.3456	*	61.9015
41	n-Hexane (kgmole/h)	0.0000	*	97.4171
42	CO2 (kgmole/h)	0.0000	*	0.0000
43	H2O (kgmole/h)	0.0000	*	0.0000
44	MDEAmine (kgmole/h)	0.0000	*	0.0000
45	Flow Basis:	Molar		The composition option is selected
46	<b>Product Recoveries</b>			
47		07-52		07-62
48	Flow Rate (kgmole/h)	271.5673		185.9957
49		---		---
50	Helium (%)	99.8577		0.1423
51	Nitrogen (%)	99.8577		0.1423
52	Methane (%)	99.8577		0.1423
53	Ethane (%)	99.8577		0.1423
54	Propane (%)	100.0000		0.0000
55	i-Butane (%)	100.0000		0.0000
56	n-Butane (%)	100.0000		0.0000
57	i-Pentane (%)	87.1051		12.8949
58	n-Pentane (%)	59.6067		40.3933
59	n-Hexane (%)	0.0000		100.0000
60	CO2 (%)	99.8577		0.1423
61	H2O (%)	0.0000		0.0000
62	MDEAmine (%)	0.0000		0.0000
63	<b>COLUMN PROFILES</b>			
64				
65	Reflux Ratio:	0.8612	Reboil Ratio:	1.113
66			The Flows Option is Selected	
67	Flow Basis:		Molar	
68	<b>Column Profiles Flows</b>			
69				
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9	
	Licensed to: Company Name Not Available		Page 10 of 28	
			* Specified by user.	

# A.5 Datasheet de simulation HYSYS avec les nouveaux paramètres optimisés


1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: tvr 0.69.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Fri Jun 09 19:46:13 2023			
4						
5	<b>Distillation: T-100 @Main (continued)</b>					
6	41__Main Tower		228.7 kPa		0.4681 kPa	
7	42__Main Tower		229.2 kPa		0.4681 kPa	
8	43__Main Tower		229.7 kPa		0.4681 kPa	
9	44__Main Tower		230.1 kPa		0.4681 kPa	
10	45__Main Tower		230.6 kPa		0.4681 kPa	
11	46__Main Tower		231.1 kPa		0.4681 kPa	
12	47__Main Tower		231.5 kPa		0.4681 kPa	
13	48__Main Tower		232.0 kPa		---	
14	Reboiler		232.0 kPa	*	0.0000 kPa	
15	<b>Pressure Solving Options</b>					
16	Pressure Tolerance	1.000e-004	Pressure Drop Tolerance	1.000e-004		
17	Damping Factor	1.000	Max Press Iterations	100		
18	<b>CONDITIONS</b>					
19	Name	07-32 @Main	07-62 @Main	07-52 @Main	QR @Main	QC @Main
20	Vapour	0.2558	0.0000	0.0000	---	---
21	Temperature (C)	71.2500 *	77.3815	50.2657	---	---
22	Pressure (kPa)	223.0000 *	232.0000	210.0000	---	---
23	Molar Flow (kgmole/h)	241.0000 *	183.9576	57.0424	---	---
24	Mass Flow (kg/h)	18737.2039	14638.4403	4098.7635	---	---
25	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	29.1732	22.5934	6.5797	---	---
26	Molar Enthalpy (kJkgmole)	-1.703e+005	-1.771e+005	-1.745e+005	---	---
27	Molar Entropy (kJkgmole-C)	117.9	109.4	54.19	---	---
28	Heat Flow (kJ/h)	-4.1034e+07	-3.2576e+07	-9.9541e+06	1.6511e+07	1.8030e+07
29	<b>PROPERTIES</b>					
30	Name	07-32 @Main	07-62 @Main	07-52 @Main		
31	Molecular Weight	77.75	79.58	71.85		
32	Molar Density (kgmole/m3)	0.3170	7.382	8.186		
33	Mass Density (kg/m3)	24.65	587.5	588.2		
34	Act. Volume Flow (m3/h)	760.3	24.92	6.969		
35	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2190	-2225	-2429		
36	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.516	1.375	0.7541		
37	Heat Capacity (kJkgmole-C)	182.6	201.3	171.8		
38	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.349	2.530	2.392		
39	LHV Molar Basis (Std) (kJkgmole)	3.517e+006	3.599e+006	3.253e+006		
40	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.523e+004	4.522e+004	4.527e+004		
41	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.2504	0.0000	0.0000		
42	Phase Fraction [Mass Basis]	0.2478	0.0000	0.0000		
43	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000		
44	Cost Based on Flow (Cost/\$)	0.0000	0.0000	0.0000		
45	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	736.4	---	---		
46	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	8.261	8.142	8.669		
47	Specific Heat (kJkgmole-C)	182.6	201.3	171.8		
48	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	6698	4350	1349		
49	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	642.3	647.9	622.9		
50	Act. Liq. Flow (m3/h)	6.633e-003	6.922e-003	1.936e-003		
51	Z Factor	---	1.078e-002	9.541e-003		
52	Watson K	12.93	12.90	13.06		
53	User Property	---	---	---		
54	Cp(Cp - R)	1.048	1.043	1.051		
55	Cp/Cv	1.016	1.043	1.051		
56	Heat of Vap. (kJkgmole)	2.693e+004	2.721e+004	2.350e+004		
57	Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.2860	0.2853		
58	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	645.5	650.9	626.1		
59	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	29.03	22.49	6.546		
60	Liquid Fraction	0.7442	1.000	1.000		
61	Molar Volume (m3kgmole)	3.155	0.1355	0.1222		
62	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	346.3	341.9	327.1		


Aspen Technology Inc. Licensed to: Company Name Not Available

Aspen HYSYS Version 9

Page 8 of 29

\* Specified by user.

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: tvr 0.69.hsc		
2			Unit Set: SI		
3			Date/Time: Fri Jun 09 19:46:13 2023		
4					
5					
6	<b>Distillation: T-100 @Main (continued)</b>				
7	<b>PROPERTIES</b>				
8					
9					
10					
11	Name	07-32 @Main	07-62 @Main	07-52 @Main	
12	Phase Fraction [Molar Basis]	0.2558	0.0000	0.0000	
13	Surface Tension (dyne/cm)	11.46	11.24	11.46	
14	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	9.456e-002	9.332e-002	
15	Viscosity (cP)	---	0.1680	0.1678	
16	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	174.3	193.0	163.5	
17	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.242	2.426	2.276	
18	Cv (kJ/kgmole-C)	179.8	193.0	163.5	
19	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.313	2.426	2.276	
20	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---	
21	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---	
22	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---	
23	Reid VP at 37.8 C (kPa)	86.59	69.35	143.6	
24	True VP at 37.8 C (kPa)	87.03	69.63	143.8	
25	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	29.03	22.49	6.546	
26	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.779e+006	3.866e+006	3.498e+006	
27	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.861e+004	4.859e+004	4.869e+004	
28	CO2 Loading	---	---	---	
29	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	0.0000	0.0000	
30	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	0.0000	0.0000	
31	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.9686	0.0000	0.0000	
32	Mass Exergy (kJ/kg)	18.58	10.16	2.535	
33	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000	
34	Viscosity Index	-25.50	-25.29	-25.40	
35	<b>SUMMARY</b>				
36					
37	Flow Basis:	Molar	The composition option is selected		
38	<b>Feed Composition</b>				
39		07-32			
40	Flow Rate (kgmole/h)	241.0000			
41		---			
42	Helium	0.0000			
43	Nitrogen	0.0000			
44	Methane	0.0000			
45	Ethane	0.0000			
46	Propane	0.0000			
47	i-Butane	0.0000			
48	n-Butane	0.0050			
49	i-Pentane	0.2590			
50	n-Pentane	0.3320			
51	n-Hexane	0.4040			
52	CO2	0.0000			
53	H2O	0.0000			
54	MDEAmine	0.0000			
55	Flow Basis:	Molar	The composition option is selected		
56	<b>Feed Flows</b>				
57		07-32			
58	Flow Rate (kgmole/h)	241.0000			
59		---			
60	Helium (kgmole/h)	0.0000			
61	Nitrogen (kgmole/h)	0.0000			
62	Methane (kgmole/h)	0.0000			
63	Ethane (kgmole/h)	0.0000			
64	Propane (kgmole/h)	0.0000			
65	i-Butane (kgmole/h)	0.0000			
66	n-Butane (kgmole/h)	1.2050			
67	i-Pentane (kgmole/h)	62.4190			
68	n-Pentane (kgmole/h)	80.0120			
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9		Page 9 of 29

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: tvr 0.69.hsc	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Fri Jun 09 19:46:13 2023	
4				
5				
6	<b>Distillation: T-100 @Main (continued)</b>			
7	<b>SUMMARY</b>			
8				
9				
10				
11		07-32		
12	n-Hexane (kgmole/h)	97.3640		
13	CO2 (kgmole/h)	0.0000		
14	H2O (kgmole/h)	0.0000		
15	MDEAmine (kgmole/h)	0.0000		
16	<b>Products</b>			
17	Flow Basis:	Molar	The composition option is selected	
18	<b>Product Compositions</b>			
19		07-52	07-62	
20	Flow Rate (kgmole/h)	57.0424	183.9576	
21		---	---	
22	Helium	0.0000	0.0000	
23	Nitrogen	0.0000	0.0000	
24	Methane	0.0000	0.0000	
25	Ethane	0.0000	0.0000	
26	Propane	0.0000	0.0000	
27	i-Butane	0.0000	0.0000	
28	n-Butane	0.0211	0.0000	
29	i-Pentane	0.9421	0.0472	
30	n-Pentane	0.0367	0.4236	
31	n-Hexane	0.0000	0.5293	
32	CO2	0.0000	0.0000	
33	H2O	0.0000	0.0000	
34	MDEAmine	0.0000	0.0000	
35	Flow Basis:	Molar	The composition option is selected	
36	<b>Product Flows</b>			
37		07-52	07-62	
38	Flow Rate (kgmole/h)	57.0424	183.9576	*
39		---	---	
40	Helium (kgmole/h)	0.0000	0.0000	*
41	Nitrogen (kgmole/h)	0.0000	0.0000	*
42	Methane (kgmole/h)	0.0000	0.0000	*
43	Ethane (kgmole/h)	0.0000	0.0000	*
44	Propane (kgmole/h)	0.0000	0.0000	*
45	i-Butane (kgmole/h)	0.0000	0.0000	*
46	n-Butane (kgmole/h)	1.2050	0.0000	*
47	i-Pentane (kgmole/h)	53.7417	8.6773	*
48	n-Pentane (kgmole/h)	2.0957	77.9163	*
49	n-Hexane (kgmole/h)	0.0000	97.3640	*
50	CO2 (kgmole/h)	0.0000	0.0000	*
51	H2O (kgmole/h)	0.0000	0.0000	*
52	MDEAmine (kgmole/h)	0.0000	0.0000	*
53	Flow Basis:	Molar	The composition option is selected	
54	<b>Product Recoveries</b>			
55		07-52	07-62	
56	Flow Rate (kgmole/h)	57.0424	183.9576	
57		---	---	
58	Helium (%)	0.0000	0.0000	
59	Nitrogen (%)	0.0000	0.0000	
60	Methane (%)	0.0000	0.0000	
61	Ethane (%)	0.0000	0.0000	
62	Propane (%)	0.0000	0.0000	
63	i-Butane (%)	0.0000	0.0000	
64	n-Butane (%)	100.0000	0.0000	
65	i-Pentane (%)	86.0982	13.9018	
66	n-Pentane (%)	2.6193	97.3807	
67	n-Hexane (%)	0.0000	100.0000	
68	CO2 (%)	0.0000	0.0000	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9	

# Bibliographie

1

- [1] A. rojey, "Livre le gaz naturel de la production aux marchés sous la direction d'Alexandre Rojey," ed.
- [2] N.BENNAOUM, ed. Entreprise nationale sonatrach, Direction centrale institut algérien du pétrole, 2017.
- [3] "Performance evaluation of counter flow dew-point evaporative cooler with a three-dimensional numerical model," in *Applied thermal engineering*, ed, 2023.
- [4] KBR, "Manuel de formation," ed.
- [5] B. Jenkins and P. Mullinger, "Chapter 3 - Fuels for furnaces," in *Industrial and Process Furnaces (Third Edition)*, B. Jenkins and P. Mullinger, Eds., ed: Butterworth-Heinemann, 2023, pp. 65-98.
- [6] P.WUITHIER, "le Wuithier," ed.
- [7] C. Villermaux, F. Haloua, M. Zarea, B. Hay, and J.-R. Filtz, "Modélisation du comportement thermique d'un calorimètre de référence pour la mesure du pouvoir calorifique des gaz Thermal behaviour modelisation of a reference calorimeter used to measure."
- [8] "INSTITUT INTERNATIONAL DU FROID," in *Gaz naturel liquéfié: Expansion actuelle et défis*, ed, 2006.
- [9] "présentation du complexe GNL-1-K," ed.
- [10] KBR, "Manuel de formation," ed.
- [11] S. Ray and G. Das, "Chapter 11 - Distillation," in *Process Equipment and Plant Design*, S. Ray and G. Das, Eds., ed: Elsevier, 2020, pp. 281-350.
- [12] Í. I. Tosun, "Chapter 11 - Vapor-liquid equilibrium," in *The Thermodynamics of Phase and Reaction Equilibria (Second Edition)*, Í. I. Tosun, Ed., ed: Elsevier, 2021.
- [13] V. Daněk, "Chapter 7 - Vapor Pressure," in *Physico-Chemical Analysis of Molten Electrolytes*, V. Daněk, Ed., ed Amsterdam: Elsevier Science, 2006.
- [14] Ž. Olujić, "Chapter 1 - Types of Distillation Column Internals," in *Distillation*, A. Górák and Ž. Olujić, Eds., ed Boston: Academic Press, 2014.