



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université 20 août 1955-SKIKDA

Faculté de
Technologie

Département de
Pétrochimie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière: Industries Pétrochimiques

Spécialité: Génie Pétrochimique

Thème:

Simulation et dimensionnement d'une colonne de dépropanisation au sein d'un train de production du complexe GPL Z-CINA de Hassi Messaoud.

Réalisé par:

TRIA Louai Taki Eddine

Encadré par:

Dr. BOULAHNECHE Samia

Année Universitaire 2025/2026

REMERCIEMENT

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à toutes les personnes qui ont contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce mémoire.

En premier lieu, j'adresse mes sincères remerciements à mon encadrante [BOULAHNECH SEMIA], pour son accompagnement, ses conseils avisés et sa disponibilité tout au long de ce travail. Sa rigueur scientifique et son soutien constant ont été une source d'inspiration et de motivation.

Je remercie également l'ensemble des enseignants du département pétrochimie, qui ont enrichi mon parcours académique par la qualité de leur enseignement et leur engagement.

Nous remercions également tous les membres du jury d'avoir accepté d'assister à la présentation de ce travail.

Nous remercions également les membres du Sonatrach Zcina « Hassi Messaoud » de m'avoir bien accueilli durant mon stage pratique.

Mes remerciements s'adressent aussi à B.WALID , KHLIFA , et M. GHAZALI pour son aide infini et sa présence permanente afin de m'assurer de meilleures conditions de travail et de formation.

Mes remerciements vont aussi à mes collègues et camarades de promotion, pour les échanges fructueux, l'entraide et l'esprit de collaboration qui ont marqué ces années d'étude.

Enfin, je souhaite exprimer toute ma reconnaissance à ma famille et à mes proches, pour leur patience, leur encouragement et leur soutien moral indéfectible, sans lesquels ce mémoire n'aurait pu voir le jour.

DEDICACES

À mes chers parents,

pour leur amour, leurs sacrifices et leur soutien indéfectible, qui ont été la source de ma force et de ma persévérance tout au long de mon parcours.

À mes frères et sœurs,

pour leur encouragement constant et leur présence réconfortante dans les moments de doute.

À mes enseignants et encadrants,

dont la patience et la transmission du savoir ont guidé mes pas vers l'accomplissement de ce travail.

À mes amis et camarades de promotion,

pour les instants partagés, l'entraide et la motivation qui ont rendu ce chemin plus agréable.

Enfin, je dédie ce mémoire à toutes les personnes qui croient en l'importance du savoir et de l'effort, et qui m'ont inspiré à poursuivre mes études avec détermination.

LISTE D'ABREVIATION

(PR) : Peng-Robinson.

CIS : centre industrielle de sud.

D_{C3,D} : Débit du propane dans le distillat.

D_{iC4,D} : Débit du butane dans le distillat.

GPL /c : gaz de pétrole liquéfié carburant.

GPL : gaz de pétrole liquéfié.

JGC: japon Gazoline Corporation.

JT : Joule Thomson.

L: débit molaire de la charge.

LDHP : ligne directe haute pression.

N : nombre de plateaux théoriques.

N_{min} : Le nombre minimal de plateaux théoriques.

NE : nombre de plateaux de la zone d'épuisement.

NR : nombre de plateaux de la zone de rectification.

P_b : pression dans le ballon de reflux.

P_F : pression au fond de la colonne.

P_i : pression partielle d'un constituant «i».

P_L : pression dans la zone d'alimentation.

P_S : pression au sommet de la colonne.

P_T : pression totale du système.

R_{f min} : Taux de reflux minimal.

T_b : La température au ballon de reflux.

T_f : La température au fond de la colonne.

T_L: La température de l'alimentation.

T_s : La température au sommet de la colonne.

TVR : tension de vapeur relative.

$W_{C3,w}$: Débit du propane dans le résidu.

$W_{IC4,w}$: Débit du butane dans le résidu.

X'_i : concentration molaire du constituant «i» en phase liquide.

X'_{Li} : concentration molaire du constituant «i» dans l'alimentation.

X'_{Ri} : concentration molaire du constituant «i» dans le résidu.

Y'_{Di} : concentration molaire du constituant «i» dans le distillat.

Y'_i : concentration molaire du constituant «i» en phase vapeur.

α_{Di} : coefficient de volatilité relative du constituant «i» dans le distillat.

α_i : la volatilité relative.

α_{im} : Valeur moyenne du coefficient de volatilité relative du constituant «i».

α_{Li} : coefficient de volatilité relative du constituant «i» dans la charge.

α_{Ri} : coefficient de volatilité relative du constituant «i» dans le résidu.

ϕ : Paramètre conventionnel déterminer par approximations successives.

LISTE DES TABLEAUX

Table II.1: Les Propriétés physiques de GPL	29
Table IV.1: Comparaison entre cas design et cas simulée d'un train de complexe Z-CINA. .	60
Table IV.2: Fraction molaire du la charge de dépropaniseur.	64
Table IV.3: Composition molaire, massique et la masse moléculaire de la charge.	65
Table IV.4: Composition molaire du distillat et du résidu.	67
Table IV.5: Les résultats de calcul dans le ballon de reflux.	69
Table IV.6: Les résultats de calcul au sommet de la colonne.	69
Table IV.7: Les résultats de calcul au fond de la colonne.	70
Table IV.8: Les résultats de calcul à la zone d'alimentation.	70
Table IV.9: Les débits molaires du distillat et résidu.	71
Table IV.10: Les résultats de calcul des volatilités relatives.	72
Table IV.11: Les résultats de calcul des volatilités relatives moyennes.	73
Table IV.12: la volatilité moyenne dans la colonne.....	73
Table IV.13: Les résultats des calculs Taux de reflux minimal.	74
Table IV.14: Les paramètres utilisées pour la simulation finale du dépropaniseur.	77
Table IV.15: comparaison entre les valeurs short Cut, les valeurs calculées et les valeurs de simulation.	80

LISTE DES FIGURES

Figure I.1: Carte géographique du champ de HMD.....	15
Figure I.2: Schéma bloc de l'usine GPL ZCINA.....	17
Figure I.3: Schéma de la section d'extraction des liquides des gaz associés.	19
Figure I.4: Schéma de la section de compression de gaz de charge.	20
Figure I.5: Schéma de la section Déshydratation du gaz de charge.....	21
Figure I.6: Schéma de la section de Refroidissement du gaz et expandeur / Compresseur. ...	23
Figure I.7: Schéma de la section de Dééthanisation.	24
Figure I.8: Schéma de la section de debutanisation.	26
Figure III.1: Vue 3D d'une colonne de rectification.....	36
Figure III.2: plateau à clapets.	37
Figure III.3: Clapet type V-1.....	38
Figure IV.1: La simulation complète d'un train du complexe Z-CINA logiciel HYSYS.	59
Figure IV.2: Simulation de cas design de dépropaniseur Z-CINA par la méthode SHORTCUT.	62
Figure IV.3: Paramètres utilisées pour faire la simulation par la méthode SHORTCUT.	62
Figure IV.4: Performance de dépropaniseur Z-CINA par la méthode SHORTCUT.....	63
Figure IV.5: simulation de la colonne de dépropaniseur finale par logiciel hysys.....	78
Figure IV.6: Schéma de la colonne de depropaniseur par logiciel hysys.....	78
Figure IV.7: Spécifications opératoires de la colonne de dépropaniseur par logiciel hysys. ..	78
Figure IV.8: Performance de la colonne par logiciel hysys.	79
Figure IV.9: Les conditions de travail de la colonne par logiciel hysys.	79
Figure IV.10: profile de performance de la colonne par logiciel hysys.	81
Figure IV.11: la courbe d'évolution de la température par rapport le nombre des plateaux de la colonne par logiciel hysys.	81
Figure IV.12: la courbe d'évolution de la pression par rapport le nombre des plateaux de la colonne dépropaniseur.....	82
Figure IV.13: la courbe de variation des constituants par rapport le nombre des plateaux de la colonne par logiciel hysys.	82

SOMMAIRE

I.	Chapitre I : Presentation du champ Hassi Mesaoud	15
I.1.	Introduction	15
I.2.	Présentation du champ de Hassi Messaoud.....	15
I.2.1.	Présentation de l'unité GPL Z-CINA	16
I.2.1.1.	Description générale de l'installation	16
I.2.1.2.	Description des unités de l'usine GPL ZCINA	17
I.2.1.3.	Canalisation de gaz de charge depuis CINA	19
I.2.1.4.	Séparation d'entrée	19
I.2.1.5.	Compression du gaz de charge	20
I.2.1.6.	Conditionnement du gaz Compresseur	20
I.2.1.7.	Refoulement et refroidissement du gaz	21
I.2.1.8.	Déshydratation du gaz de charge.....	21
I.2.1.9.	Sécheurs de gaz – Adsorption	22
I.2.1.10.	Unité de refroidissement du gaz	22
I.2.1.11.	Unité de dééthanisation	23
I.2.1.12.	Unité de débutanisation – Séparation des liquides.....	24
I.3.	Conclusion.....	26
II.	CHAPITRE II : Généralités sur les GPL	28
II.1.	Introduction	28
II.2.	Propriétés du GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié).....	28
II.3.	Sources principales du GPL	29
II.3.1.	Traitement du gaz naturel ($\approx 60\%$).....	29
II.3.2.	Raffinage du pétrole brut ($\approx 40\%$).....	29
II.4.	GPL en Algérie	29
II.5.	Exportation du GPL	29
II.6.	Domaines d'utilisation du GPL	30
II.6.1.	Le GPL carburant	30
II.6.2.	Le GPL dans la pétrochimie	30
II.6.3.	Le GPL dans la production d'électricité.....	30
II.6.4.	Le GPL dans les ménages.....	30
II.6.5.	Le GPL dans la climatisation	31
II.6.6.	Le GPL dans L'agriculture	31

II.7.	Stockage du GPL.....	31
II.8.	Risques des GPL	31
II.9.	Normes Butane & propane commerciaux	31
II.10.	Généralité sur le Propane (C_3H_8).....	32
II.10.1.	Propriétés physico-chimiques du propane :	32
II.10.2.	Applications du propane :	32
II.11.	Généralité sur le Butane (C_4H_{10})	33
II.11.1.	Propriétés physico-chimiques du butane.....	33
II.11.2.	Applications du butane.....	33
II.12.	Conclusion.....	33
III.	CHAPITRE III : THEORIE DE LA RECTIFICATION	35
III.1.	Introduction	35
III.2.	Description et fonctionnement de la rectification	35
III.3.	Types de colonnes de rectification	37
III.3.1.	Colonnes à plateaux	37
III.3.1.1.	Classification des plateaux	37
III.3.2.	Colonnes à garnissage	38
III.4.	Choix du procédé de rectification	38
III.5.	Exemples de cas difficiles de rectification	39
III.6.	Lois fondamentales de transfert de matière.....	40
III.6.1.	Lois de DALTON	40
III.6.2.	Lois de RAOULT et d'HENRY	40
III.6.3.	Lois de RAOULT DALTON	41
III.7.	Calcul de la volatilité relative.....	41
III.8.	Bilan matière de la colonne	42
III.8.1.	Bilan matière de la zone de rectification	42
III.8.2.	Bilan matière de la zone d'épuisement	44
III.8.3.	Bilan matière de la zone de flash.....	45
III.9.	Bilan thermique de la colonne.....	45
III.10.	Choix de la pression dans la colonne	46
III.11.	Régime de température de la colonne	47
III.12.	Choix des constituants clés	49
III.13.	Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge..	49
III.14.	Le reflux minimum (méthode de underwood)	51
III.15.	Taux de reflux optimal	52

III.16.	Calcul Nombre de plateau min (relation de fenske).....	52
III.17.	Nombre de plateaux théoriques à reflux optimal (méthode de gilliland).....	52
III.18.	Position du plateau d'alimentation.....	53
III.19.	Conclusion.....	54
IV.	Chapitre : PARTIE SIMULATION ET CALCULS	56
IV.1.	Problématique et solution proposées.....	56
IV.2.	Généralités sur la simulation	56
IV.3.	Logiciel de simulation HYSYS	57
IV.3.1.	Description du logiciel HYSYS	57
IV.3.2.	Le choix du modèle thermodynamique	57
IV.4.	La simulation complète d'un train du complexe Z-CINA logiciel HYSYS	59
IV.4.1.	Vérification entre cas design et cas simulé d'un train de complexe Z-.....	59
	CINA	59
IV.5.	La colonne de distillation simplifiée (SHORTCUT).....	60
IV.6.	Simulation et Calcul de la colonne de dépropaniseur Z-CINA.....	62
IV.6.1.	Simulation de Nouveau dépropaniseur de Z-CINA par SHORTCUT	62
IV.6.2.	Partie calcul	63
IV.6.2.1.	Ordre de calcul	63
IV.6.2.2.	Données de départ	63
IV.6.2.3.	Choix des clés lourde et légère.....	64
IV.6.3.	Bilan matière de la colonne.....	64
IV.6.3.1.	Calcul de la Pressions et la température dans la colonne	67
IV.6.3.2.	Les débits molaires.....	71
IV.6.3.3.	Le taux de vaporisation à l'entrée de la colonne	72
IV.6.3.4.	Volatilités relatives des constituants.....	72
IV.6.3.5.	Les volatilités relatives moyennes.....	73
IV.6.3.6.	Calcul du régime de reflux minimal et optimal.....	74
IV.6.3.7.	Calcul le reflux optimal.....	74
IV.6.3.8.	Calcul Nombre de plateau min.....	75
IV.6.3.9.	Calcule nombre réel des plateaux.....	75
IV.6.3.10.	Position de plateau d'alimentation	76
IV.7.	Simulation finale de la colonne de dépropaniseur.....	76
IV.8.	Comparaisons entre les résultats short Cut et les résultats de calculs	80
	References	Error! Bookmark not defined.

RESUME

تتمثل رؤية شركة سوناطراك الوطنية في تحقيق طاقتها الإنتاجية المخططة مع ضمان الاستخدام الأمثل **الملخص:** للهيدروكربونات. إلا أن هذا الهدف يواجه عدة تحديات في منطقة حاسي مسعود، أبرزها توقف وحدة إزالة البروبان في وحدة غاز البترول المسال رقم 1، والقيود التشغيلية الملحوظة في وحدة غاز البترول المسال رقم 2. تؤثر هذه التحديات بشكل مباشر على طاقة إنتاج البروبان والبيوتان، وتقلل من مرونة تشغيل وحدات المعالجة.

في هذا السياق، تركز هذه الأطروحة على تحسين إنتاج البروبان والبيوتان واستخدامهما في مجمع نايلي عبد الحليم ، Aspen HYSYS البترول المسال في حاسي مسعود. تتضمن الدراسة محاكاة كاملة لخط إنتاج باستخدام برنامج والتحقق من صحة النموذج المطور من خلال مقارنة بيانات التصميم بنتائج المحاكاة. بعد التحقق من الصحة، تم تصميم وتحديد حجم وحدة إزالة البروبان لضمان فصل البروبان والبيوتان بكفاءة، وإنتاج منتجات مطابقة للمواصفات الصناعية. الهدف الرئيسي هو التحقق من الجدوى التقنية لهذا الحل، والمساهمة في زيادة طاقة إنتاج البروبان والبيوتان، مع تحسين استخدام غاز البترول المسال داخل المجمع

Résumé : La vision de l'entreprise nationale Sonatrach est d'atteindre les capacités de production prévues tout en assurant une valorisation optimale des hydrocarbures. Cependant, cet objectif est confronté à plusieurs contraintes au niveau de la région HMD, notamment l'arrêt de la colonne de dépropanisation de l'unité GPL1 ainsi que les limitations d'exploitation observées au niveau de l'unité GPL2. Ces contraintes influencent directement la capacité de production du propane et du butane et réduisent la flexibilité opérationnelle des unités de traitement. Dans ce contexte, ce mémoire s'inscrit dans le cadre de l'amélioration de la production et de la valorisation du propane et du butane au sein du complexe GPL Z-CINA de Hassi Messaoud. L'étude porte sur la simulation complète d'un train de production à l'aide du logiciel Aspen HYSYS ainsi que sur la validation du modèle développé par comparaison entre les données du cas design et les résultats simulés. Après validation, une colonne de dépropanisation a été étudiée et dimensionnée afin d'assurer une séparation efficace du propane et du butane et d'obtenir des produits conformes aux spécifications industrielles. L'objectif principal est de vérifier la faisabilité technique de cette solution et de contribuer à l'augmentation de la capacité de production de propane et de butane tout en améliorant la valorisation du GPL au sein du complexe.

Abstract

The vision of the national company Sonatrach is to achieve its planned production capacity while ensuring optimal hydrocarbon utilization. However, this objective faces several constraints in the HMD region, notably the shutdown of the depropanization column at the LPG1 unit and the operational limitations observed at the LPG2 unit. These constraints directly impact propane and butane production capacity and reduce the operational flexibility of the processing units. In this context, this thesis focuses on improving propane and butane production and utilization at the Z-CINA LPG complex in Hassi Messaoud. The study involves the complete simulation of a production train using Aspen HYSYS software and the validation of the developed model by comparing the design data with the simulated results. Following validation, a depropanization column was designed and sized to ensure efficient separation of propane and butane and to produce products conforming to industrial specifications. The main objective is to verify the technical feasibility of this solution and to contribute to increasing propane and butane production capacity while improving LPG utilization within the complex.

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Introduction Générale

Le GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié) occupe une place importante dans l'industrie pétrolière et gazière en raison de ses nombreuses applications domestiques, industrielles et commerciales. Face à l'augmentation continue de la demande en propane et en butane, les complexes de traitement du GPL sont appelés à améliorer leurs performances de production tout en respectant les exigences de qualité et de sécurité.

Dans la région de Hassi Messaoud, les unités GPL jouent un rôle essentiel dans la valorisation des hydrocarbures légers. Cependant, certaines contraintes d'exploitation, notamment au niveau des installations de dépropanisation, peuvent limiter les capacités de production du propane et du butane. Dans ce contexte, il devient nécessaire d'étudier des solutions techniques permettant d'améliorer la valorisation du GPL et d'assurer une production conforme aux spécifications industrielles.

La séparation du propane et du butane constitue une étape essentielle dans le traitement du GPL, car elle permet d'obtenir des produits répondant aux exigences commerciales et industrielles. Cette opération est généralement réalisée dans une colonne de dépropanisation exploitant la différence de volatilité entre ces deux constituants.

Le présent travail porte sur la simulation complète d'un train de production du complexe GPL Z-CINA à l'aide du logiciel Aspen HYSYS, suivie d'une validation du modèle développé par comparaison entre les résultats simulés et les données du cas design. Après validation, une colonne de dépropanisation a été étudiée et dimensionnée afin d'évaluer sa capacité à assurer une séparation efficace du propane et du butane et à contribuer à l'amélioration de leur production.

L'objectif principal de cette étude est de simuler et de valider un train de production du complexe GPL Z-CINA à l'aide du logiciel Aspen HYSYS, puis d'étudier et de dimensionner une colonne de dépropanisation capable d'assurer une séparation efficace du propane et du butane. Cette étude vise également à vérifier la faisabilité technique de la solution proposée et à contribuer à l'amélioration de la production et de la valorisation du GPL conformément aux exigences industrielles.

Ce mémoire est structuré en quatre chapitres. Le premier chapitre présente le champ pétrolier de Hassi Messaoud ainsi que le complexe GPL Z-CINA et son procédé de traitement. Le deuxième chapitre est consacré aux généralités sur le GPL, ses caractéristiques, ses propriétés et ses domaines d'utilisation. Le troisième chapitre traite de l'étude théorique de la dépropanisation ainsi que du dimensionnement de la colonne à l'aide des méthodes classiques de calcul. Enfin, le quatrième chapitre présente la simulation complète d'un train de production sous Aspen HYSYS, la validation du modèle développé par comparaison avec le cas design, ainsi que la simulation et l'analyse des performances de la colonne de dépropanisation.

CHAPITRE I :
PRESENTATION DU
CHAMP DE HASSI
MESSAOUD

I. Chapitre I : Présentation du champ Hassi Mesaoud

I.1. Introduction

Ce chapitre présente de manière détaillée le champ pétrolier de Hassi Mesaoud, puis décrit les unités GPL-2 Sud. Il expose enfin le procédé de traitement du gaz appliqué au sein de l'unité Z-CINA, implantée dans la nouvelle Zone Centre Industriel Naili Abdelhalim.

I.2. Présentation du champ de Hassi Mesaoud

Hassi Mesaoud, surnommé le « port du désert », est situé à environ 850 km au sud-est d'Alger et à 350 km de la frontière tunisienne. Son champ pétrolier, qui s'étend sur près de 2 200 km², constitue le plus vaste gisement de pétrole en Algérie et figure parmi les plus complexes au monde. Il se distingue par plusieurs caractéristiques:

- Une huile de grande légèreté.
- Une pression de gisement variant entre 120 et 400 kg/cm².
- Une température avoisinante 118 °C.
- Une porosité relativement faible.

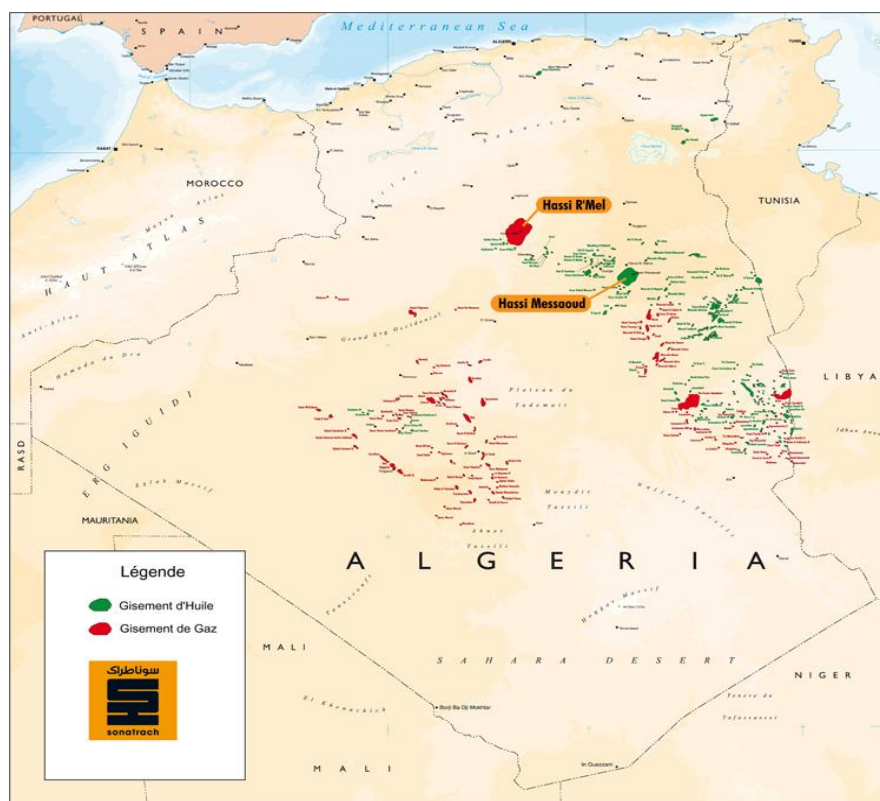


Figure I.1: Carte géographique du champ de HMD [1].

Le gisement pétrolier de Hassi Messaoud est divisé géographiquement en deux zones distinctes : nord et sud. Cette organisation, instaurée dès 1956 lors de la découverte et du début de l'exploitation par les compagnies françaises CFPA (au nord) et SNREPAL (au sud), a conduit à la mise en place de deux centres de production. À l'origine, ces centres regroupaient principalement des installations destinées à la séparation, au traitement, au stockage et à l'expédition du pétrole brut. Par la suite, de nouvelles unités de traitement du gaz et de réinjection ont été intégrées, renforçant et élargissant ainsi les capacités de production [1].

I.2.1. Présentation de l'unité GPL Z-CINA

I.2.1.1. Description générale de l'installation

L'usine se compose d'un ensemble d'installations intégrées assurant le traitement et l'expédition des produits. Elle comprend notamment :

- Des raccordements à la conduite existante de 40" transportant le gaz associé de CINA, permettant à la fois l'acheminement du gaz de charge et l'exportation du gaz résiduel.
- Une section dédiée à la réception et au contrôle du gaz de charge.
- Une unité de compression destinée à adapter la pression du gaz de charge aux besoins du procédé.
- Quatre trains de traitement du gaz, chacun intégrant :
 - une section de déshydratation,
 - une section de récupération des liquides,
 - une section de séparation des GPL et des condensats,
 - ainsi qu'un système d'huile chaude pour le maintien des conditions thermiques.
- Des installations de stockage et une pomperie pour l'expédition des GPL.
- Des installations de stockage et une pomperie pour l'expédition des condensats.
- Divers systèmes d'utilités nécessaires au fonctionnement global de l'usine.
- Un système de torchage pour la sécurité et l'évacuation des gaz excédentaires.
- Des lignes d'expédition dédiées aux produits finis (GPL et condensats).
- Enfin, l'ensemble des infrastructures et bâtiments indispensables au bon déroulement des opérations.

L'usine de traitement de brut de CINA et de l'unité de séparation d'huile LDHP. Le traitement du gaz consiste, après réception du gaz depuis la ligne existante allant aux sections de ré-injections de gaz situées au CIS, à comprimer le gaz à haute pression, puis à le déshydrater, pour ensuite le détendre dans un turbo-expandeur. Le gaz obtenu est rectifié dans un absorber et le liquide obtenu

est strippé dans un dé éthaniseur pour extraire les liquides contenus dans le gaz de charge. Un train d'échange thermique permet d'intégrer l'ensemble de ces opérations. Le complément de chaleur nécessaire est fourni par un système d'huile chaude. Le gaz résiduel appauvri est re-comprimé dans la ligne existante de gaz allant aux sections de ré injections de gaz situées au CIS, via le recompresseur à couplage direct avec le turbo-expandeur. Les liquides extraits sont finalement séparés dans un débutaniseur pour obtenir les GPL et condensats aux spécifications voulues [1].

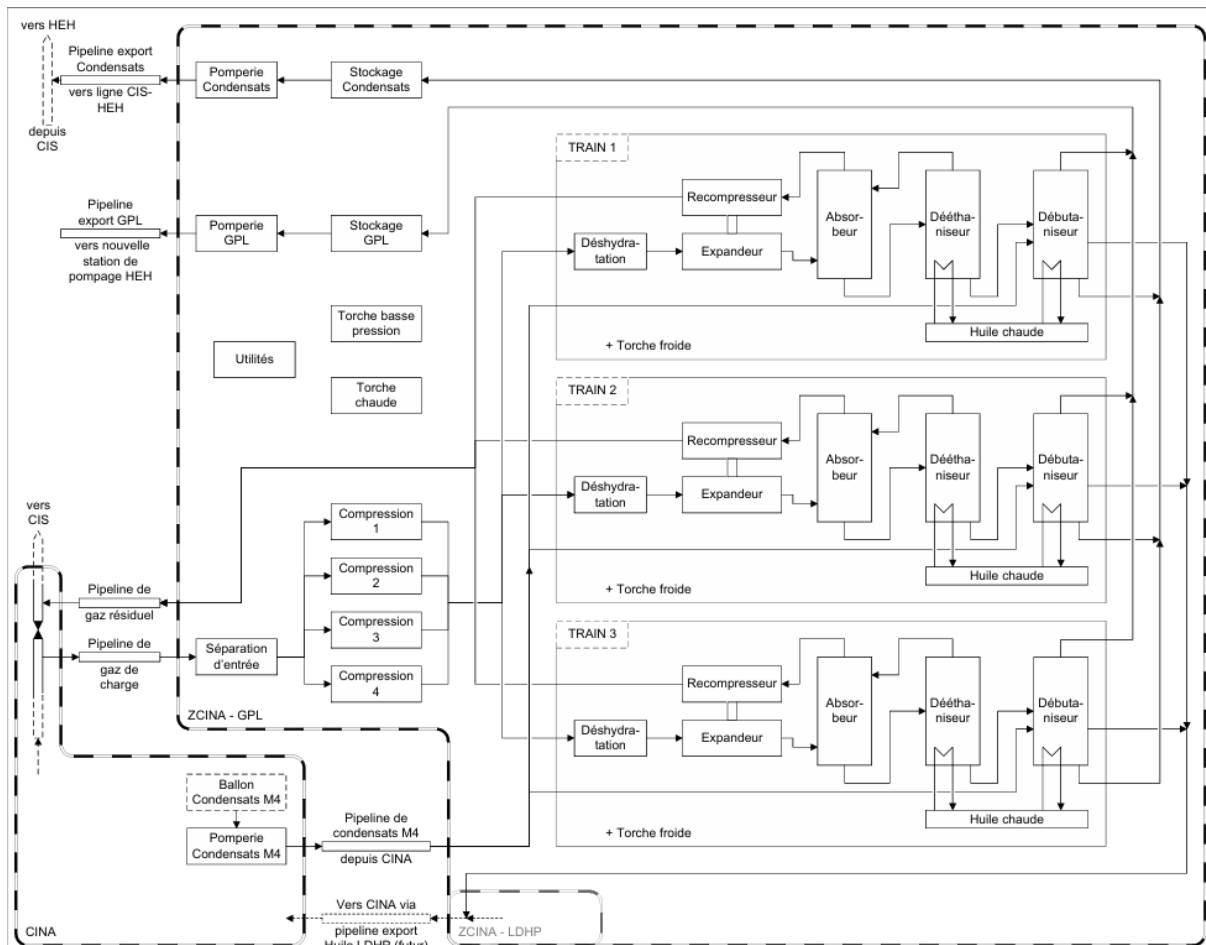


Figure I.2: Schéma bloc de l'usine GPL ZCINA [1].

I.2.1.2. Description des unités de l'usine GPL ZCINA

Cette section a pour but de rappeler les objectifs de chacune des installations de l'usine GPL ZCINA afin d'extraire les liquides des gaz associés provenant des installations de traitement de brut de CINA. L'ouvrage comporte :

- Des unités procédé :
- Systèmes d'alimentation en gaz :
- Canalisation de gaz de charge depuis CINA (Unité 27)

- Séparation d'entrée (Unité 20)
- Compression du gaz de charge (Unité 23)
- Déshydratation du gaz de charge (Unité 24)
- Systèmes d'alimentation en liquides :
 - Import & distribution de condensats M4 de CINA (Unité 37)
- Trains de traitement des liquides (Unité 32) :
 - Section de refroidissement & Section de dééthanisation
 - Section de débutanisation
- Stockage et expédition des produits liquides :
 - Stockage, export et recyclage de GPL (Unité 33)
 - Canalisation d'export de GPL (Unité 36)
 - Stockage, export et recyclage des condensats (Unité 35)
 - Canalisation d'export des condensats (Unité 37)
- Système d'expédition des produits gazeux :
 - Canalisation d'export de gaz résiduel (Unité 34)
 - Des unités utilités :
- Système gaz combustible (Unité 45)
- Système d'huile chaude (Unité 41)
- Systèmes de torche (Unité 43)
- Système d'injection de produits chimiques (Unité 42)
- Air instrument / Air service (Unité 63)
- Azote (Unité 64)
- Drains fermés (Unité 57)
- Drains ouverts (Unité 56)
- Traitement des eaux huileuses (Unité 44)
- Diesel (Unité 62)
- Eau brute et eau potable (Unités 50 & 53) [1].

I.2.1.3. Canalisation de gaz de charge depuis CINA

Le gaz de charge valorisable, issu de l'unité de traitement de brut CINA, est transféré vers l'usine GPL Z-CINA par une nouvelle canalisation de 36". Le raccordement est effectué sur la ligne existante de 40" en direction du CIS. Afin de prévenir les risques liés à la formation éventuelle de bouchons liquides, cette canalisation est équipée de gares de racleurs à ses deux extrémités : une gare de départ implantée à CINA (G01-VM-27-03) et une gare d'arrivée située à Z-CINA (G01-VM-27-04).

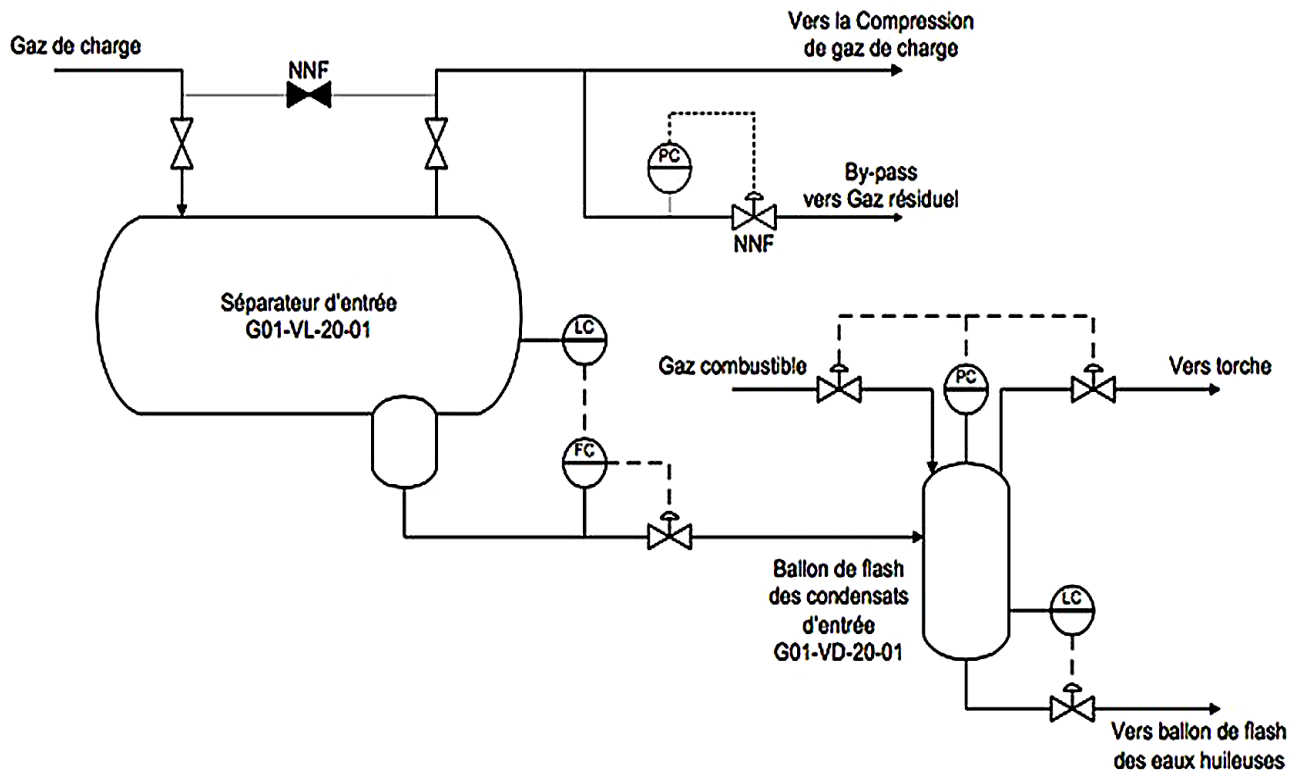


Figure I.3: Schéma de la section d'extraction des liquides des gaz associés [1].

I.2.1.4. Séparation d'entrée

Cette unité, commune à l'ensemble du complexe GPL Z-CINA, comprend plusieurs équipements essentiels. Le séparateur d'entrée G01-VL-20-01 reçoit le gaz de charge acheminé par la canalisation de 40" en provenance de CINA. Il assure la séparation du gaz, dirigé vers la section de compression, de la phase aqueuse. Le liquide issu de ce séparateur est ensuite envoyé vers le ballon de flash des condensats d'entrée G01-VD-20-01. Ce dernier permet le dégazage de l'eau saturée en hydrocarbures et l'orientation des gaz dissous vers la torche basse pression. Quant au liquide de fond, il est transféré vers le système de traitement des eaux huileuses, sous contrôle de niveau.

I.2.1.5. Compression du gaz de charge

Après la première séparation, le gaz est dirigé vers le collecteur commun d'aspiration des compresseurs de charge G05/G06/G07/G08-KA-23-01. Il est ensuite réparti sur quatre trains de compression, dont le quatrième est utilisé en mode secours. Par ailleurs, le gaz de régénération provenant de la section de déshydratation de chaque train de traitement est recueilli sur un collecteur commun. Ce flux est ensuite redistribué vers les compresseurs, au niveau de la dernière roue, constituant ainsi l'inter-étage de ces équipements.

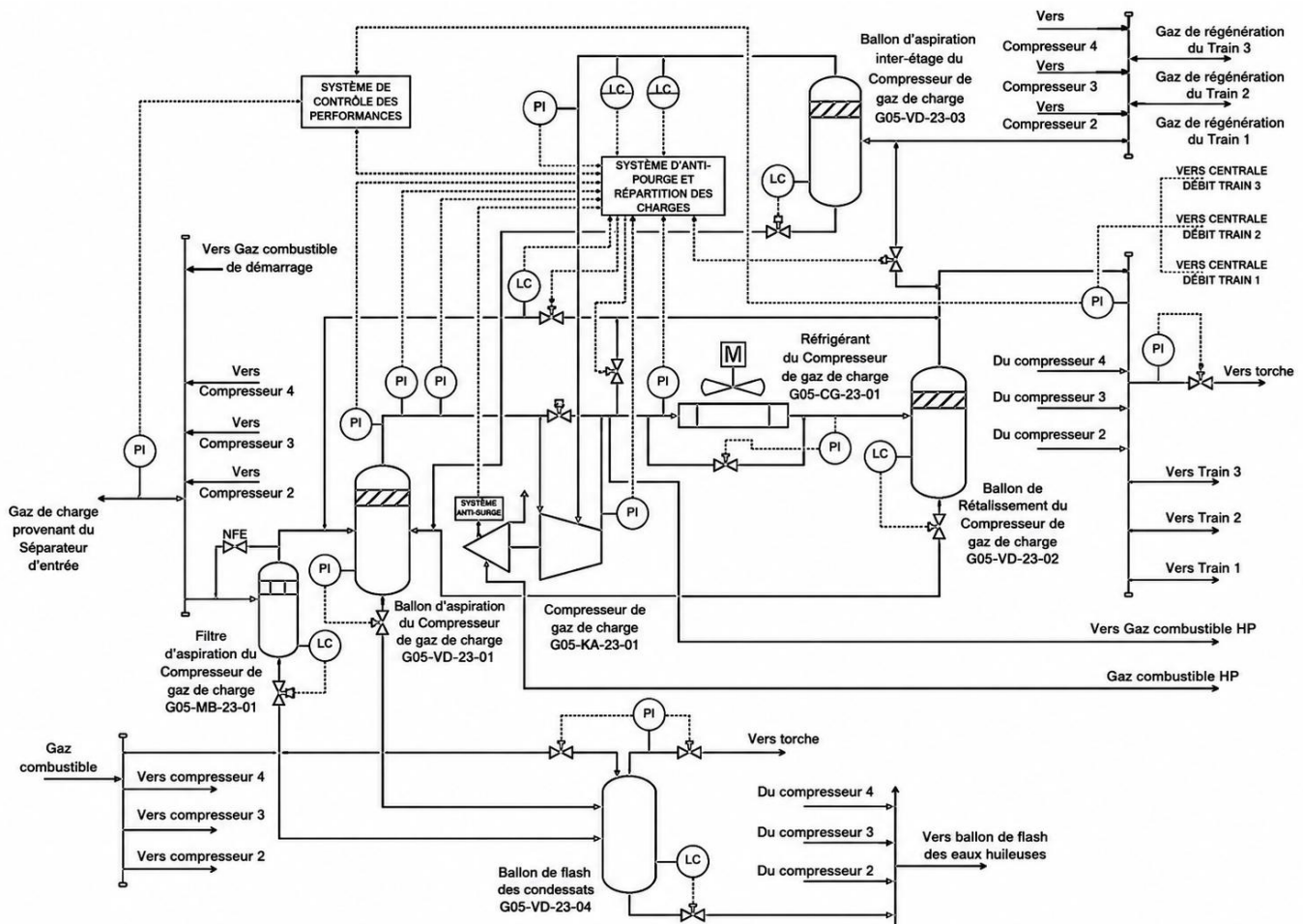


Figure I.4: Schéma de la section de compression de gaz de charge [1].

I.2.1.6. Conditionnement du gaz Compresseur

Le gaz de charge provenant du ballon d'aspiration G0X-VD-23-01 est comprimé dans le compresseur G0X-23-KA-01, entraîné par la turbine à gaz G0X-DMT-23-01. Ces turbines sont alimentées en gaz combustible haute pression. Afin de protéger le compresseur contre la présence éventuelle de condensats en ligne, le gaz humide issu du collecteur de régénération est préalablement dirigé vers le ballon d'aspiration d'inter-étage G0X-VD-23-03. Il est ensuite introduit dans le compresseur G0X-23-KA-01 au niveau de l'inter-étage, où il rejoint le flux de gaz de charge juste avant la dernière roue du compresseur. Chaque étage de compression est équipé

d'un système anti-pompage et d'un dispositif de contrôle dédié, permettant de recycler une partie du gaz refoulé vers l'aspiration ou l'inter-étage. Ce mécanisme assure le fonctionnement de chaque étage au-delà de son point de pompage, à la vitesse requise [1].

I.2.1.7. Refoulement et refroidissement du gaz

À la sortie du compresseur G0X-KA-23-01, le gaz est refroidi dans l'aéro-réfrigérant G0X-GC-23-01. L'eau condensée au cours de ce refroidissement est séparée du flux gazeux dans le ballon de refoulement G0X-VD-23-02. Le gaz comprimé est ensuite dirigé vers le collecteur commun de refoulement, lequel alimente le collecteur de distribution destiné à approvisionner les trois trains de traitement en aval.

I.2.1.8. Déshydratation du gaz de charge

Le gaz de charge comprimé, issu des compresseurs, est transféré vers le collecteur de distribution qui alimente les trois trains de traitement. La pression au niveau du collecteur de refoulement des compresseurs (correspondant à l'entrée de l'unité de déshydratation de chaque train) est régulée par le système de répartition de charge des expandeurs, en fonction du débit aspiré par chacun d'eux. Ainsi, l'expandeur contrôle le volume de gaz introduit dans chaque train de traitement. Ce système de répartition permet non seulement de maintenir la pression, mais aussi d'assurer une distribution équilibrée du gaz fourni par les unités de compression vers les différents trains disponibles. L'unité de déshydratation de chaque train a pour rôle de réduire la teneur en eau du gaz d'alimentation, initialement saturé, afin d'atteindre une valeur spécifiée de 1 ppm vol. en sortie. Cette étape est indispensable pour éliminer l'eau du gaz humide et prévenir la formation d'hydrates dans la section froide l'installation.

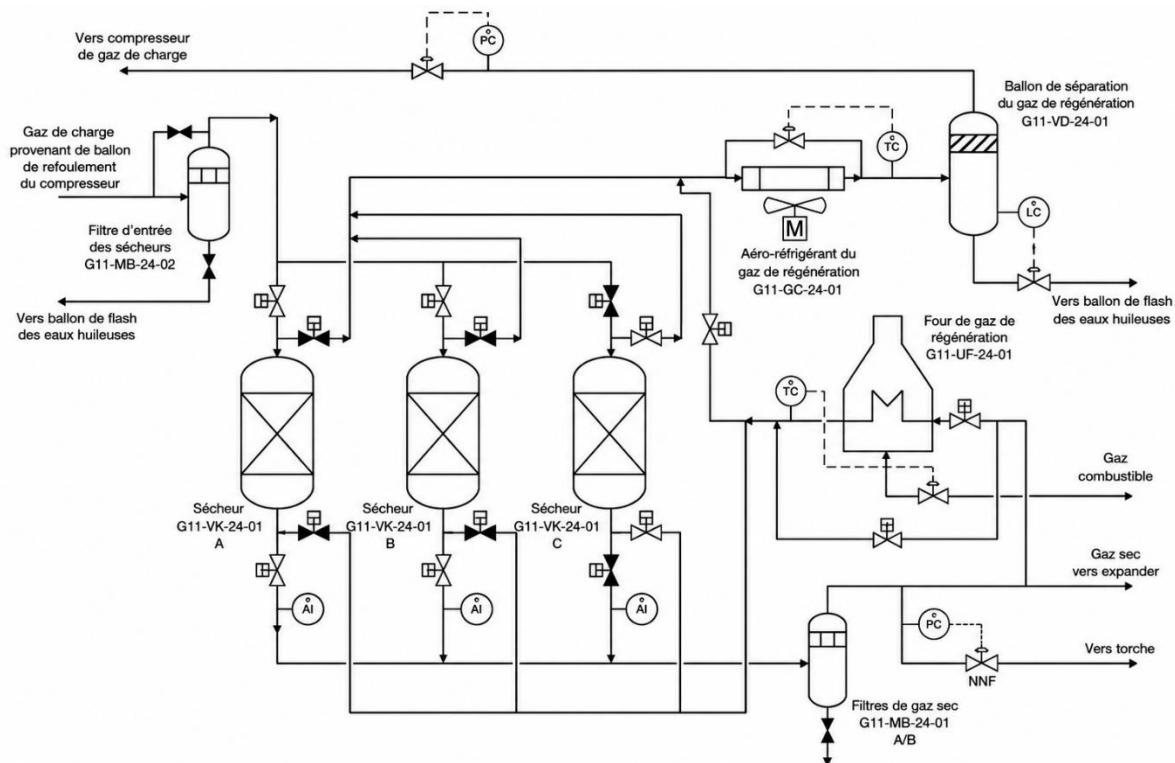


Figure I.5: Schéma de la section Déshydratation du gaz de charge [1].

I.2.1.9. Sécheurs de gaz – Adsorption

Le gaz humide introduit dans le train de traitement est d'abord dirigé vers le filtre coalesceur G1X-MB-24-02, qui élimine l'eau libre condensée en ligne depuis la section de compression. Le gaz ainsi épuré est ensuite envoyé vers deux des trois sécheurs de gaz G1X-VK-24-01 A/B/C pour subir une déshydratation. En fonctionnement normal, deux sécheurs opèrent en parallèle en mode adsorption (l'eau est retenue par le tamis moléculaire lors du passage du gaz humide en flux descendant), tandis que le troisième sécheur est en phase de régénération (circulation de gaz sec chaud en flux ascendant). Chaque sécheur suit un cycle de 24 heures, réparti en 16 heures d'adsorption et 8 heures de régénération. À l'issue de la phase d'adsorption, le sécheur est régénéré grâce à une partie du gaz sec utilisée comme gaz de régénération, représentant environ 17 % du débit nominal de gaz déshydraté. Une fois régénéré, ce sécheur remplace celui qui était en adsorption. Le gaz sec et filtré est ensuite dirigé vers la section de refroidissement [1].

I.2.1.10. Unité de refroidissement du gaz

Le gaz sec filtré provenant de l'unité de déshydratation est dirigé vers la section de refroidissement. Son débit est réparti entre deux systèmes d'échangeurs :

- G1X-GA-32-01 (gaz de charge/dééthaniseur, côté tubes), refroidi par le liquide froid du ballon d'alimentation G1X-VL-32-03.
- G1X-GA-32-02 A/B (gaz de charge/gaz résiduel, côté calandre), refroidi par le gaz résiduel issu de l'absorbeur G1X-CA-32-01.

Les flux refroidis sont mélangés et envoyés vers le ballon d'alimentation de l'expandeur G1X-VL-32-01.

- En mode Joule-Thomson (expandeur à l'arrêt), l'échangeur G1X-GA-32-01 est contourné et tout le gaz passe par G1X-GA-32-02 A/B, ce qui améliore la récupération de GPL.
- En fonctionnement normal, le gaz est détendu dans l'expandeur G1X-KH-32-01 jusqu'à 21,8 bar g et -41 °C, produisant un flux biphasique qui alimente l'absorbeur G1X-CA-32-01.

La position des volets d'entrée (IGV) de l'expandeur est régulée par le contrôleur de pression du collecteur commun des compresseurs G05/G06/G07/G08-KA-23-01, agissant en cascade sur le régulateur de débit du train de traitement. L'énergie mécanique issue de la détente est récupérée pour entraîner le compresseur de gaz résiduel G1X-KA-32-01, couplé sur le même axe que l'expandeur. Enfin, les condensats recueillis dans le ballon d'alimentation G1X-VL-32-01 sont détendus et combinés au flux biphasique de l'expandeur pour alimenter la colonne d'absorption [1].

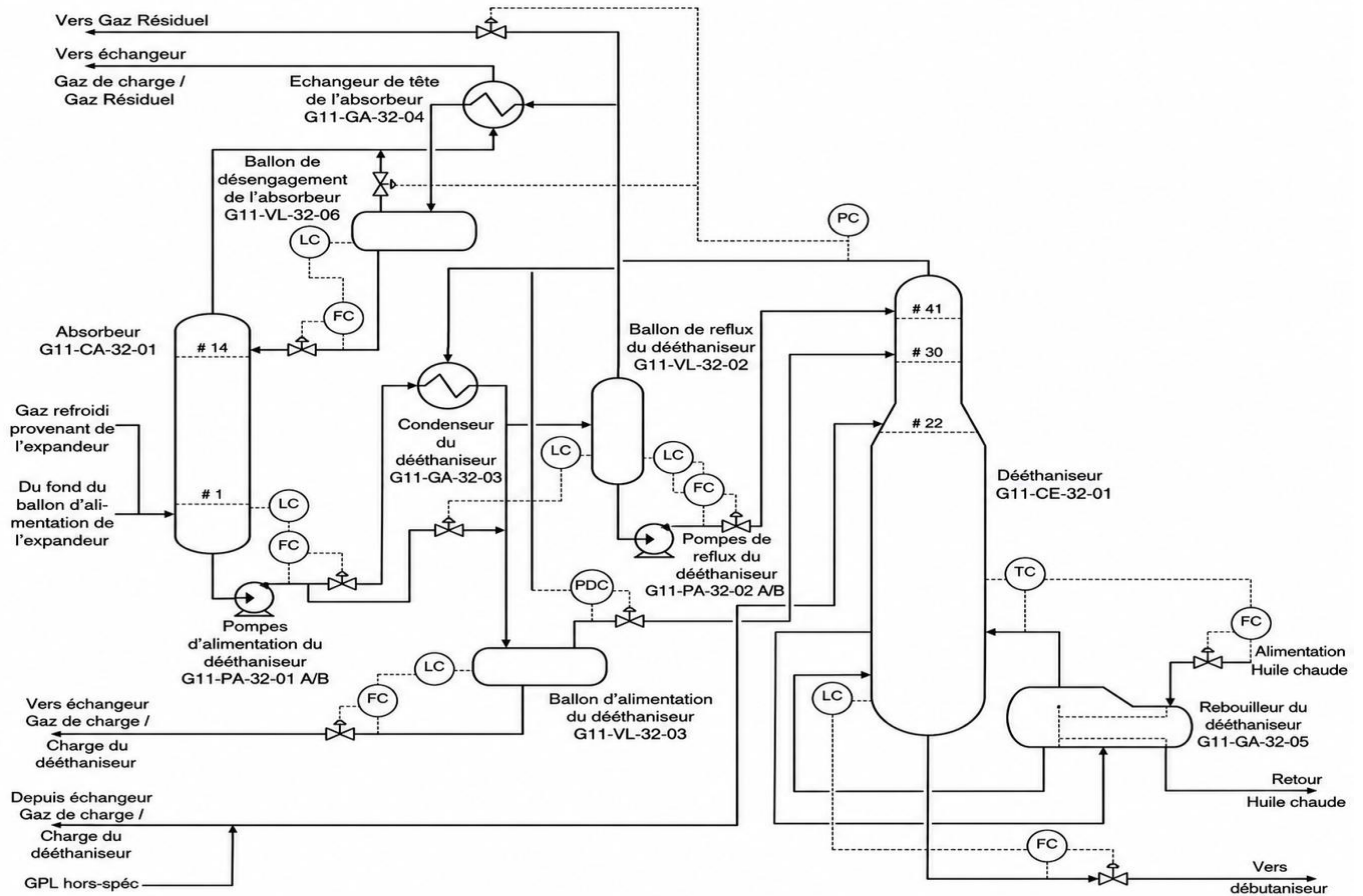


Figure I.7: Schéma de la section de Dééthanisation [1].

I.2.1.12. Unité de débuteur – Séparation des liquides

Le débuteur G1X-CB-32-01 est une colonne de distillation avec reflux et rebouillage comportant 43 plateaux et deux alimentations.

L'alimentation principale entre dans la colonne au niveau du plateau nbre28.

L'iso-pentane provenant du séparateur M4, situé au CPF CINA constitue la seconde alimentation du débuteur de chaque train.

Cette alimentation se fait au niveau du plateau nbre4.

La pression du débuteur est maintenue à 16.9 bar par la vanne de contrôle de tête de colonne.

Le gaz de tête est totalement condensé dans l'aéro réfrigérant G1X-GC-32-02. Le GPL condensé est recueilli dans le ballon de reflux du débuteur G1X-VL-32-05.

Une partie du débit liquide formé est pompée vers le plateau de tête du débuteur par la pompe de reflux G1X-PA-32-03 A/B, ceci constitue le reflux de la colonne.

Le reste du débit de GPL correspond à la production du train de traitement.

En condition normale, la production en GPL du train est dirigée sur le collecteur commun de GPL "aux spécifications" puis envoyé vers la section de stockage et d'export du GPL.

Un flux riche en iso-Pentane est soutiré du plateau nbre8 sous contrôle de débit afin de satisfaire les spécifications sur le GPL et sur le condensat.

L'iso-pentane produit est pompé par la pompe d'expédition d'iso-Pentane G1X-PA-32-04 A/B puis refroidi à 60 °C à travers le l'aéro réfrigérant d'iso-Pentane G1X-GC-32-03.

La production de chaque train est ensuite rassemblée sur le collecteur commun de retour d'iso Pentane.

Le rebouilleur du débutaniseur G1X-GA-32-06 est de type "Kettle", le liquide recueilli au fond de colonne est partiellement vaporisé par de l'huile chaude (utilisée comme fluide caloporteur).

Le débit d'huile chaude est ajusté automatiquement afin de maintenir à une température donnée le plateau sensible du débutaniseur G1X-CB-32-01.

En fonctionnement normal une température de 194 °C est maintenue en fond de colonne de manière à satisfaire la spécification de tension de vapeur du condensat produit.

La partie vapeur retourne vers le plateau de fond de la colonne.

La partie non vaporisée dans le rebouilleur G1X-GA-32-06 constitue la production en condensat du débutaniseur.

Le condensat en envoyé sous pression vers l'aéro réfrigérant G1X-GC-32-04 où il est refroidi à 60 °C.

En condition normale, la production en condensat du train est dirigée sur le collecteur commun de condensats "aux spécifications" puis envoyée vers la section de stockage et d'export du condensat.

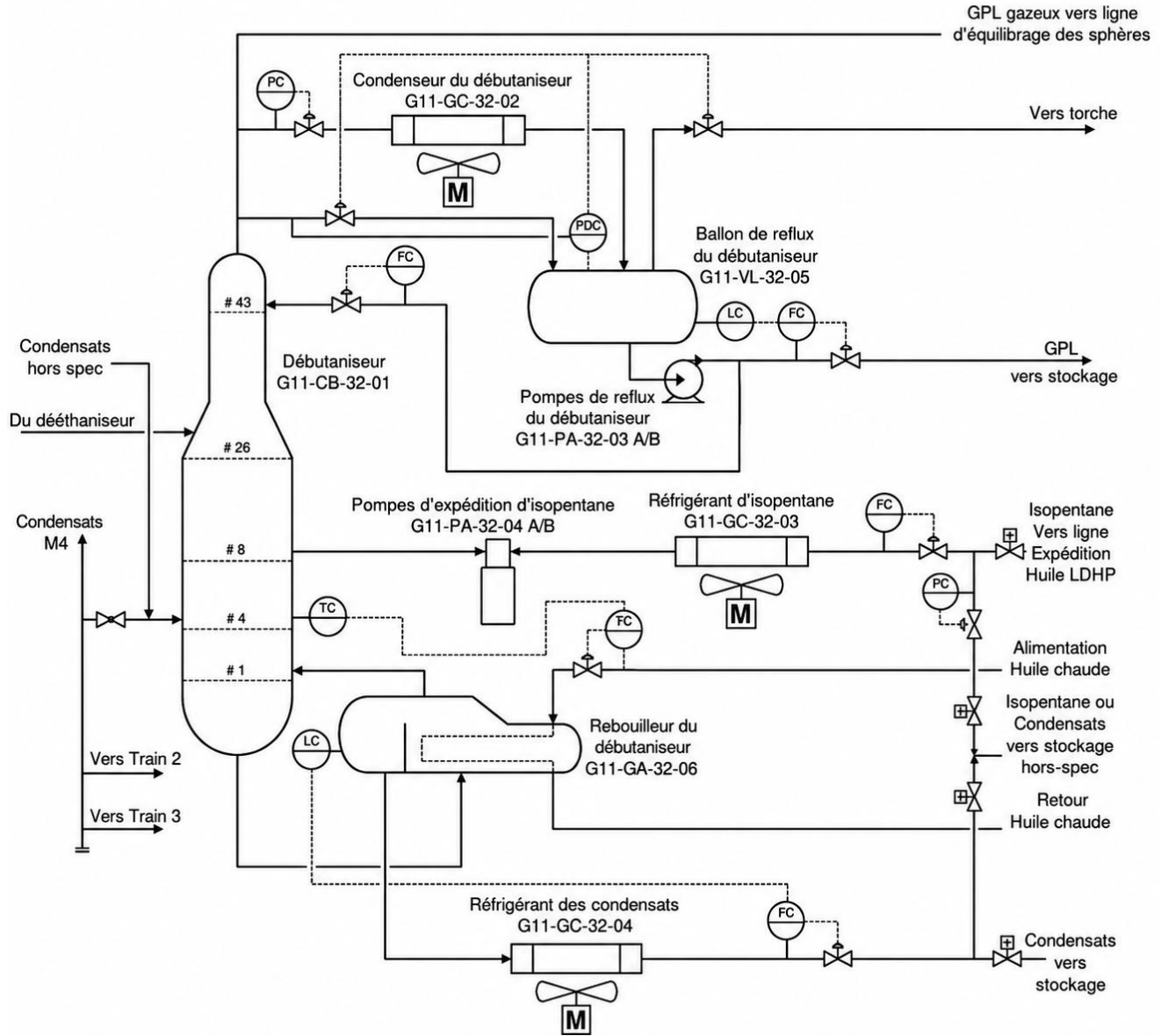


Figure I.8: Schéma de la section de debutanisation [1].

I.3. Conclusion

Ce chapitre a présenté le champ pétrolier de Hassi Messaoud et l'unité GPL ZCINA, dont l'objectif est de valoriser le gaz associé issu du traitement de brut CINA en GPL et condensats aux spécifications requises. Le procédé mis en œuvre — compression, déshydratation, détente par turbo-expandeur, dééthanisation et débutanisation — forme une chaîne intégrée et cohérente. Ces éléments constituent le socle technique indispensable à l'analyse développée dans les chapitres suivants.

CHAPITRE II : VALORISATION DE GPL ET SES FRACTIONS LÉGÈRES

II.CHAPITRE II : Généralités sur les GPL

II.1.Introduction

Le Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL), mélange principalement constitué de propane et de butane, est un produit issu du raffinage du pétrole brut et du traitement du gaz naturel. Sa polyvalence et ses propriétés physico-chimiques en font une source d'énergie stratégique, utilisée dans les secteurs résidentiel, industriel et surtout comme carburant alternatif [2].

II.2.Propriétés du GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié)

Le GPL, constitué principalement de propane et de butane, présente des caractéristiques physico-chimiques particulières qui conditionnent son utilisation et ses précautions de stockage :

Densité et comportement dans l'air : À pression et température ambiantes, le GPL est plus lourd que l'air. Le butane (C₄) est environ 2,5 fois plus dense que l'air, ce qui favorise son accumulation dans les zones basses et fermées.

Inflammabilité : Une faible concentration de vapeur de GPL dans l'air peut former un mélange explosif. Un litre de GPL liquide peut produire près de 200 litres de gaz, ce qui souligne l'importance d'une ventilation adéquate.

Propriétés physiques : Le GPL liquide possède une densité proche de la moitié de celle de l'eau. Lors de sa vaporisation, il ne laisse pratiquement aucun résidu.

Compatibilité des matériaux : Le GPL n'est pas corrosif vis-à-vis des aciers, mais des précautions sont nécessaires avec l'aluminium et ses alliages. De plus, il ne possède pas de propriétés lubrifiantes, ce qui doit être pris en compte dans la conception des compresseurs et des pompes.

Aspect et comportement thermique : Le GPL est incolore en phase liquide comme en phase gazeuse. Son évaporation entraîne un refroidissement de l'air environnant, provoquant la condensation ou la congélation de l'humidité, d'où l'apparence blanchâtre de la vapeur.

Toxicité et sécurité : Bien que non toxique, le GPL possède des effets anesthésiques en cas d'exposition prolongée dans des espaces clos. Son accumulation peut créer un mélange asphyxiant et inflammable.

Formation d'hydrates : Dans certaines conditions, le GPL peut favoriser la formation d'hydrates ou de dépôts solides d'eau. Pour prévenir ce phénomène, des additifs tels que le méthanol ou le propylène-glycol sont injectés[5].

Table II.1: Les Propriétés physiques de GPL

	Température Ebullition (°K)	Densité standard	Masse Molaire (kg/kmol)	Viscosité Liquide 100°F (mm ² /s)	Viscosité Liquide à 210°F (mm ² /s)	Température Critique (°k)	Pression Critique (bar)
Méthane	111,63	/	16,043	/	/	190,56	45,96
Ethane	184,54	0,3560	30,070	/	/	305,33	48,72
Propane	231,07	0,5070	44,097	0,1858	/	369,85	42,48
Iso-Butane	261,36	0,5629	58,123	0,2586	0,1675	407,85	36,41
n-Butane	272,64	0,5840	58,123	0,2773	0,1873	425,16	37,97

II.3. Sources principales du GPL

II.3.1. Traitement du gaz naturel (≈60 %)

- Le gaz naturel brut contient des hydrocarbures plus lourds (propane, butane, pentane).
- Ces composants sont séparés dans des usines de traitement par fractionnement cryogénique ou distillation.
- Le propane et le butane extraits constituent le GPL.

II.3.2. Raffinage du pétrole brut (≈40 %)

- Lors de la distillation atmosphérique et des procédés de craquage, une petite fraction de gaz légers (propane, butane) est récupérée.
- Un baril de pétrole brut (42 gallons) produit environ 1,7 gallon de GPL, soit près de 3,8 % du volume total [3] [4].

II.4. GPL en Algérie

les pays à vocation pétrolière et gazière, tels que l'Algérie, l'industrie des GPL demeure largement méconnue du grand public. Sur le plan national, la quasi-totalité de la production de GPL est issue des champs pétroliers, qui en assurent 79 %, soit environ 4,35 millions de tonnes, résultant des opérations de séparation gaz-liquide et de traitement du pétrole brut. La part restante, estimée à 10 %, est quant à elle produite au niveau des raffineries de pétrole de Skikda, Alger et Arzew [5].

II.5. Exportation du GPL

En 2005, les quantités exportées ont connu une progression significative, atteignant 8,5 millions de tonnes, dont 6 millions de tonnes de propane. L'année 1997 témoigne à elle seule de l'importance stratégique de notre industrie sur la scène internationale, les marchés méditerranéens et américains

(États-Unis) demeurant les débouchés privilégiés, avec une part représentant près de 75 % du volume total des exportations [4].

II.6.Domains d'utilisation du GPL

II.6.1.Le GPL carburant

L'utilisation du GPL comme carburant automobile remonte à 1912 aux États-Unis, où il alimentait déjà certains véhicules. Cependant, cette innovation est demeurée marginale, le GPL n'étant alors perçu que comme un carburant de substitution en période de crise. Ce n'est qu'à partir des années 1980 que des mesures fiscales avantageuses, adoptées dans plusieurs pays, ont permis l'essor des véhicules à bicarburant. Depuis lors, le GPL carburant a largement démontré sa valeur en tant que carburant alternatif, présentant des atouts indéniables aussi bien sur le plan économique qu'écologique. À ce jour, de nombreux pays disposent d'une flotte significative de véhicules fonctionnant au GPL, parmi lesquels figurent les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France et les États-Unis. Par ailleurs, son indice d'octane élevé autorise sa substitution à l'essence sans nécessiter de modification du moteur. Dans un contexte de pollution atmosphérique croissante, le GPL carburant constitue une alternative particulièrement pertinente, dans la mesure où il génère des émissions réduites de CO₂ et de CO, et ne contient aucun plomb.

II.6.2.Le GPL dans la pétrochimie

Sur le plan pétrochimique, la demande mondiale en GPL enregistre une progression soutenue, avec un taux de croissance annuel d'environ 10 %. Dans ce secteur, le GPL est principalement valorisé en tant que charge de vapocraquage, procédé par lequel il est transformé en oléfines — molécules de base essentielles à l'industrie pétrochimique.

II.6.3.Le GPL dans la production d'électricité

L'utilisation du GPL pour la production d'électricité représente un débouché potentiellement significatif, dont le développement demeure toutefois conditionné à la réunion de conditions économiques favorables. Les marchés ciblés dans ce domaine présentent une attractivité certaine pour le GPL, laissant entrevoir des perspectives prometteuses dès lors que le contexte économique s'y prêterait.

II.6.4.Le GPL dans les ménages

Le butane et le propane, obtenus par séparation du GPL, jouent un rôle fondamental dans la vie quotidienne et l'activité économique. Le butane est principalement destiné au secteur domestique, où il constitue la source d'énergie de référence pour la cuisine et le chauffage. Le propane, quant à lui, trouve son application en tant que combustible industriel et artisanal, assurant également une fonction de substitut au gaz naturel dans les régions non desservies par les réseaux de distribution gazière.

II.6.5. Le GPL dans la climatisation

Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité) grâce à sa détente d'absorption de la chaleur et de créer le froid.

II.6.6. Le GPL dans L'agriculture

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certain culture sous serre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme, il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage....etc.)[8].

II.7. Stockage du GPL

Le stockage des gaz de pétrole liquéfiés (GPL) s'effectue généralement dans des réservoirs sphériques sous pression. Durant cette phase, des vapeurs appelées *boil-off* se forment par ébullition, sous l'effet de plusieurs facteurs : la convection et la radiation de la chaleur atmosphérique, l'échauffement dû aux frottements des GPL circulant dans les canalisations, ainsi que la différence de température entre le liquide déjà stocké et celui nouvellement introduit dans le réservoir.

Afin de limiter les pertes de ces vapeurs, il est indispensable de maintenir les conditions de stockage dans une plage de paramètres bien définie. Pour ce faire, un système de réfrigération est mis en œuvre, reposant sur la compression, le refroidissement et la détente des vapeurs. Celles-ci sont d'abord comprimées par un compresseur alternatif à une pression de 5,3 bars et une température de 115 °C. Elles sont ensuite condensées dans un aéroréfrigérant à 54 °C, puis détendues à une pression de 5 bars et une température de 15 °C. Ce cycle permet de refroidir la sphère de stockage et de réduire la pression interne, assurant ainsi la stabilité et la sécurité du procédé.

II.8. Risques des GPL

Les GPL sont souvent stockés à l'état liquide sous pression. En cas de fuite, le liquide s'évapore rapidement et produit un volume important de gaz inflammable. La limite inférieure d'inflammabilité du GPL est d'environ 2% en volume dans l'air : une faible concentration suffit donc pour former un mélange combustible qui peut s'enflammer au contact d'un élément chaud ou d'une étincelle, même loin du point de fuite. De plus, l'évaporation des GPL liquides peut provoquer des brûlures graves ; il est donc nécessaire de porter des équipements de protection (gants, lunettes, etc.).

II.9. Normes Butane & propane commerciaux

II.9.1. Normes Algériennes :

Caractéristiques des Produits Butane et Propane sous Normes algériennes [6].

Caractéristiques	Butane	Propane
Densité 15/4 (NA565)	0,559 min	0,502 min
Tension de vapeur relative(NA565)	6,9 max bar à 50°C	11,5 à 19,3 max bar à 50°C
Évaporation en % vol NA8144°	95 min à 1°C	95 min à 50°C

II.9.2. Normes Européenne / Françaises :

Les caractéristiques du butane et du propane commerciaux sont définies dans les arrêtés du 28-12-1966 qui fixent les caractéristiques du butane et du propane commercial, modifiés par les arrêtés du 10-10-1973 et du 3-09-1979 : Arrêté fixant les caractéristiques du butane commercial Arrêté fixant les caractéristiques du propane commercial Les normes qui doivent être appliquées sont les suivantes : Butane : norme NF M 40-001 Propane : norme NF M 40-002 [7].

II.10. Généralité sur le Propane (C_3H_8)

Le propane (C_3H_8) est un hydrocarbure saturé appartenant à la famille des alcanes, de formule moléculaire C_3H_8 et de masse molaire 44,10 g/mol. Il se présente à température ambiante sous forme gazeuse, mais se liquéfie facilement sous une pression modérée d'environ 8,4 bar à 20°C, ce qui facilite son stockage et son transport en bouteilles ou en citernes sous pression.

II.10.1. Propriétés physico-chimiques du propane :

Sa température d'ébullition sous pression atmosphérique est de $-42,1^\circ\text{C}$, ce qui lui confère une très bonne vaporisation même par temps froid, contrairement au butane. Sa densité relative par rapport à l'air est de 1,52, le rendant plus lourd que l'air et susceptible de s'accumuler dans les zones basses. Son pouvoir calorifique inférieur (PCI) est d'environ 46,4 MJ/kg, ce qui en fait un combustible à haute densité énergétique. Les limites d'inflammabilité du propane dans l'air s'étendent de 2,1 % à 9,5 % en volume, définissant les conditions d'un mélange combustible dangereux [8] [9] [10].

II.10.2. Applications du propane :

En raison de ses excellentes propriétés thermiques et de sa bonne vaporisation à basses températures, le propane est largement utilisé comme combustible industriel et artisanal : chauffage de serres agricoles, alimentation de brûleurs industriels, séchage de céréales, et fonctionnement d'équipements de soudure. Dans les zones non raccordées au réseau de gaz naturel, il constitue un substitut efficace pour la production de chaleur domestique et l'eau chaude sanitaire. En pétrochimie, le propane est une charge de vapocraquage permettant de produire du propène (propylène), molécule de base pour la fabrication de polymères tels que le polypropylène. Il est également utilisé comme carburant automobile (GPL carburant) et comme

agent de réfrigération dans des systèmes écologiques à faible impact environnemental [9] [11] [12].

II.11. Généralité sur le Butane (C_4H_{10})

Le butane (C_4H_{10}) est un hydrocarbure saturé à quatre atomes de carbone, existant sous deux formes isomères : le n-butane (butane normal, chaîne linéaire) et l'isobutane (2-méthylpropane, chaîne ramifiée). Sa masse molaire est de 58,12 g/mol. Tout comme le propane, il se liquéfie facilement sous faible pression (environ 2,1 bar à 20°C pour le n-butane), ce qui en simplifie le conditionnement en bonbonnes et cartouches portatives.

II.11.1. Propriétés physico-chimiques du butane

La température d'ébullition du n-butane sous pression atmosphérique est de $-0,5^{\circ}C$, ce qui limite son utilisation par temps froid (en dessous de $0^{\circ}C$, la vaporisation devient insuffisante). Sa densité relative par rapport à l'air est d'environ 2,0 à 2,5, le rendant nettement plus lourd que l'air, avec un risque accru d'accumulation dans les espaces fermés et les zones basses. Son pouvoir calorifique inférieur (PCI) est de l'ordre de 45,7 MJ/kg. Les limites d'inflammabilité dans l'air s'étendent de 1,8 % à 8,4 % en volume pour le n-butane, et de 1,8 % à 8,8 % pour l'isobutane [13] [10] [14].

II.11.2. Applications du butane

Le butane est principalement destiné au secteur domestique, où il est distribué en bouteilles portatives pour la cuisson, le chauffage d'appoint et l'eau chaude sanitaire. En Algérie, il représente environ 90 % de la demande nationale en GPL, commercialisé sous l'appellation Sirghaz par Naftal. Son faible indice d'octane ($RON \approx 92$) le rend moins performant que le propane en tant que carburant pur, mais il entre dans les mélanges GPL carburant destinés à l'alimentation des moteurs à allumage commandé. En pétrochimie, l'isobutane est utilisé comme charge d'alkylation pour produire des essences à haut indice d'octane, tandis que le n-butane sert de charge de vapocraquage pour la production de butène et de buta-1,3-diène, précurseurs de caoutchoucs synthétiques. L'isobutane (R-600a) est également employé comme fluide frigorigène dans les réfrigérateurs domestiques, en remplacement des hydrofluorocarbures (HFC) pour des raisons environnementales [11] [14].

II.12. Conclusion

Le GPL est une énergie polyvalente et stratégique, utilisée dans de nombreux secteurs (domestique, industriel, transport, pétrochimie). En Algérie, sa production et son exportation en font un levier économique majeur. Toutefois, son stockage et son utilisation nécessitent des précautions strictes en raison de ses risques d'inflammabilité. Globalement, le GPL représente une énergie de transition, à la fois écologique et industrielle, dont la valorisation durable dépend de la maîtrise de ses propriétés et de ses normes de sécurité.

CHAPITRE III :
THEORIE
DE LA
RECTIFICATION

III.CHAPITRE III : THEORIE DE LA RECTIFICATION

III.1. Introduction

Lorsqu'on vaporise un mélange de deux constituants miscibles, ou lorsque l'on condense leurs vapeurs, on obtient respectivement une vapeur plus enrichie et un liquide plus appauvri en constituant le plus volatil. Même si cette opération simple permet d'augmenter la teneur de la vapeur en composé le plus volatil et celle du liquide en composé le moins volatil, elle ne permet pas d'atteindre un degré de séparation suffisant sur le plan industriel. C'est en ayant recours à une vaporisation fractionnée, en plusieurs étapes successives, qu'il devient possible d'obtenir un liquide ou une vapeur de composition proche de celle souhaitée. Toutefois, la fraction de produit pur ainsi obtenue reste très faible comparée à la quantité initiale de liquide, ce qui rend cette solution acceptable uniquement d'un point de vue qualitatif. Une séparation complète des constituants n'est pas réalisable, car au cours de l'opération, de grandes quantités de vapeur et de liquide aux compositions différentes sont éliminées.

III.2. Description et fonctionnement de la rectification

La colonne de rectification est un appareil cylindrique, de hauteur et de diamètre variables, composé d'une virole et de deux fonds. Elle est utilisée pour séparer un mélange en deux ou plusieurs produits, qui peuvent être soit des corps pratiquement purs, soit des mélanges contenant moins de constituants que le mélange initial.

Elle se présente comme une enveloppe cylindrique verticale dans laquelle sont installés des dispositifs internes tels que des plateaux ou des garnissages, assurant un contact intime entre les flux de liquide et de vapeur circulant à contre-courant.

Ces éléments favorisent les échanges de matière et d'énergie entre les composants du mélange, ce qui permet une séparation efficace des fractions les plus volatiles et des fractions les moins volatiles.

Les colonnes de rectification peuvent atteindre des dimensions considérables, avec des hauteurs pouvant avoisiner 50 mètres et des diamètres de l'ordre de 6 mètres.

Elles sont généralement montées verticalement et reposent sur des pieds de support ou une jupe afin d'assurer leur stabilité mécanique.

La description et le fonctionnement de la colonne de rectification en font un appareil essentiel dans les processus de séparation et de purification dans l'industrie chimique et pétrochimique, en particulier pour le traitement des mélanges d'hydrocarbures (gaz naturel, GPL, raffinage, etc.).

Elle permet d'obtenir des produits de haute pureté en exploitant les différences de volatilité entre les divers constituants du mélange.

La colonne comporte trois zones principales :

- **La zone de flash :** située au niveau de l'alimentation, où le mélange entre en équilibre partiel entre phase liquide et phase vapeur ;
- **La zone de rectification :** située au-dessus de la zone de flash, dont le rôle est d'enrichir progressivement la vapeur en constituant le plus volatil jusqu'à atteindre la composition souhaitée en tête de colonne ;
- **La zone d'épuisement :** située au-dessous de la zone de flash, qui permet de récupérer les composés volatils entraînés vers le fond en les remettant en phase vapeur, limitant ainsi les pertes de ces constituants dans le résidu.

La colonne de rectification est toujours équipée d'un rebouilleur en pied, qui fournit la chaleur nécessaire à la génération des vapeurs, ainsi que d'un condenseur partiel en tête, permettant de refroidir les vapeurs, contrôler le reflux et assurer la qualité du distillat.

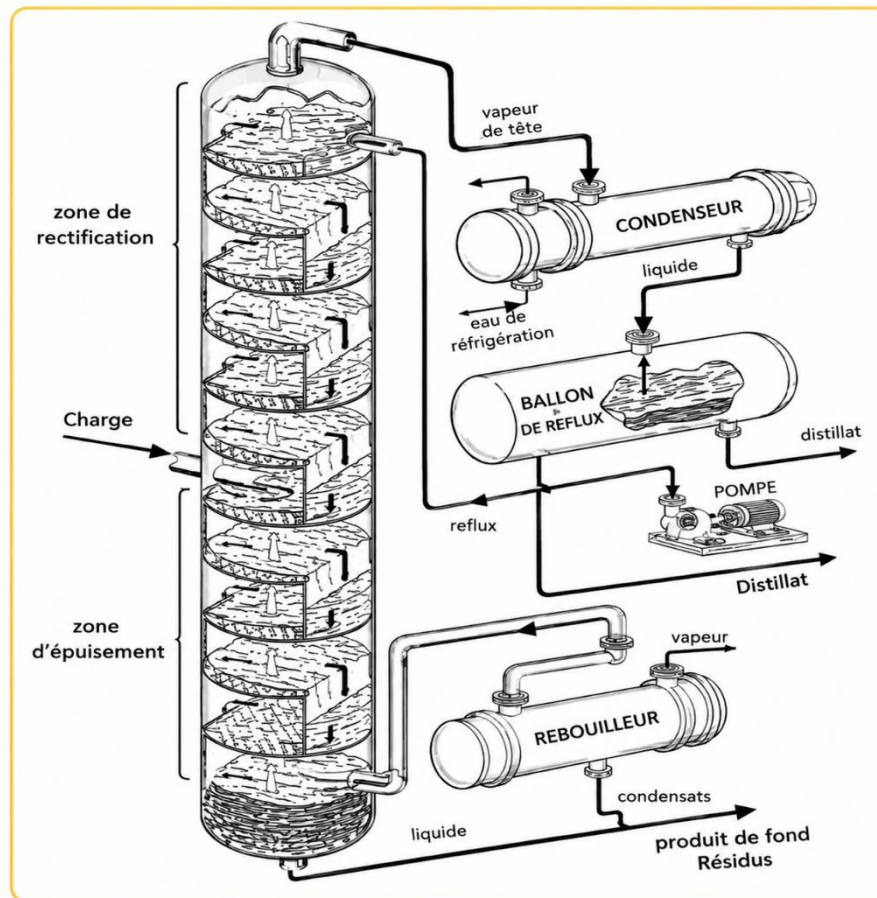


Figure III.1: Vue 3D d'une colonne de rectification [25].

III.3. Types de colonnes de rectification

On distingue deux types de colonnes selon leurs plateaux :

- ❖ Colonne à plateaux.
- ❖ Colonne à garnissage.

III.3.1. Colonnes à plateaux

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact étroit de ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue de manière discontinue au niveau des plateaux. Les paramètres de fonctionnement, tels que la température et la pression, ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur nécessaires, dépendent des bilans massiques et thermiques, ainsi que des équations d'équilibre entre les phases.

III.3.1.1. Classification des plateaux

On peut classer plusieurs types de plateaux :

- Plateau perforé à déversoirs (seive tray).
- Plateau sans déversoir. Scheibel
- Plateau à calottes (Bubble cap tray).
- Plateau (Uni flux).
- Plateau à clapets (valve tray).
- Plateau à jet directionnel (jet tray).
- **Plateau à clapets (valve tray)**

C'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets, la hauteur de soulèvement de ce dernier est fonction de la vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes.

Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont légèrement supérieures, pour un prix de revient plus faible. Il existe une grande variété de formes des clapets : ronds, triangulaires ou allongés. L'effluent liquide se déverse d'un plateau sur l'autre par gravité et la vapeur remonte au travers des plateaux par les

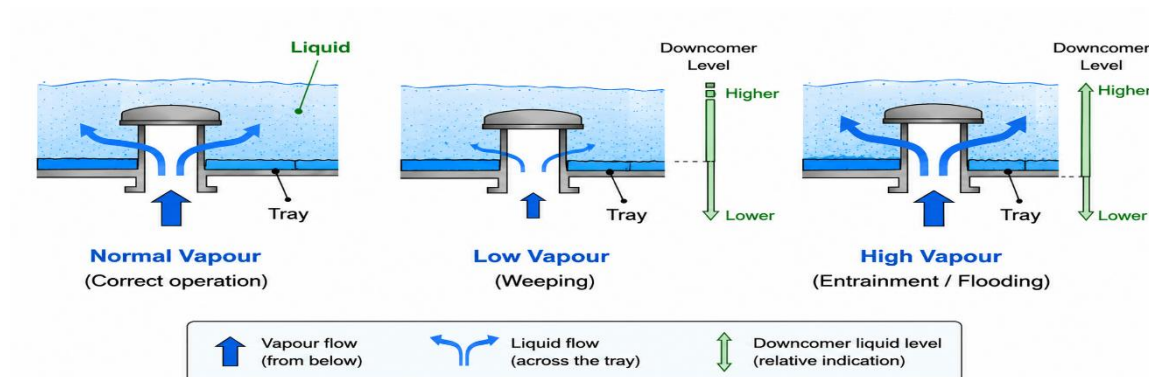


Figure III.2: plateau à clapets [15].

perforons circulaires, obturées chacune par un clapet se soulevant au passage de la vapeur et obligeant celle-ci à barboter dans le liquide [15].

Le plateau à clapets est adopté dans la plupart des raffineries de pétrole et qui a accompagné leur développement dans le monde entier. Ces plateaux présentent l'avantage d'une bonne efficacité quel que soit le régime. La faible perte de charge associée à ces plateaux est également un avantage appréciable. Le bon fonctionnement pour différents régimes et la rapidité du montage et démontage.

Les clapets ont pour objectif de fermer les trous des plateaux lors de faibles vitesses vapeurs, et ainsi d'éviter le pleurage (liquide retombant par les trous sur le plateau inférieur). Ils permettent également à la vapeur d'entrer sur le plateau supérieur avec une vitesse horizontale et non verticale, assurant ainsi un meilleur contact des deux phases. La figure 2.5, montre le schéma d'un clapet standard (V-1) de construction très simple et peu onéreux. Trois parties, solidaire du clapet coulisent librement dans les orifices du plateau et des ergots empêchent le clapet de se coller au plateau et assure une ouverture minimale favorable à la stabilité.



Figure III.3: Clapet type V-1.

III.3.2. Colonnes à garnissage

Dans une colonne garnie, les transferts de matière entre liquide et vapeur ont lieu de façon continue sur toute la hauteur de la colonne. L'échange des constituants entre les phases se fait d'autant mieux que la surface de contact est importante. C'est la raison pour laquelle on emplit la colonne d'éléments solides (le garnissage, encore appelé remplissage ou picking).

Les colonnes à garnissage ont une faible retenue de liquide et une faible perte de charge, mais, en revanche, elles sont peu souples, c'est-à-dire qu'on ne doit pas trop s'écarter des conditions opératoires pour lesquels elles ont été choisies et dimensionnées afin de ne pas voir baisser leurs performances.

III.4. Choix du procédé de rectification

Le choix du procédé de rectification dépend de plusieurs critères liés à la nature du mélange à séparer, au débit de production, à la pression de fonctionnement et aux performances recherchées. Le procédé discontinu est généralement réservé aux faibles productions, aux fabrications de

produits différents ou aux cas où le nombre de constituants à séparer est élevé. Il présente l'avantage d'un investissement initial plus faible, car sa mise en œuvre est plus simple. En revanche, le procédé continu nécessite un investissement plus important, mais il devient plus économique lorsque les quantités à traiter sont élevées, grâce à un coût de fonctionnement plus faible. Sa conception plus sophistiquée le rend toutefois moins adapté aux productions variées ou de petite échelle.

Le choix du type de colonne dépend également des avantages et des limites des plateaux et des garnissages. Les colonnes à garnissage se distinguent par un coût moindre, une perte de charge plus faible, une rétention réduite et, à hauteur égale, un nombre d'étages inférieur à celui d'une colonne à plateaux. Elles sont donc particulièrement intéressantes en fonctionnement discontinu, sous pression réduite, ou lorsque l'on cherche un nombre d'étages relativement faible. À l'inverse, les colonnes à plateaux présentent une perte de charge plus importante, due à la couche de liquide maintenue sur chaque plateau, ainsi qu'une rétention plus forte, le liquide restant souvent présent sur les plateaux en fin d'opération. En contrepartie, elles permettent d'obtenir un grand nombre d'étages théoriques, ce qui les rend particulièrement adaptées aux procédés continus, fonctionnant à pression atmosphérique ou sous pression élevée, lorsque la séparation exige de nombreux étages. Parmi les différents types de plateaux, les plateaux perforés sont les moins coûteux et présentent une faible rétention, mais ils peuvent poser des difficultés au démarrage de la colonne en raison du débit minimal de vapeur nécessaire pour éviter le reflux du liquide à travers les perforations. Les plateaux à clapets sont moins coûteux que les plateaux à cloches, car ils peuvent être installés plus densément, tout en provoquant une perte de charge plus faible. C'est pourquoi les plateaux à cloches sont généralement réservés à des usages particuliers.

III.5. Exemples de cas difficiles de rectification

- ✓ **Mélange très proche en volatilité** : quand les composants ont des températures d'ébullition très voisines, la séparation devient plus difficile et il faut plus d'étages théoriques.
- ✓ **Présence d'azéotropes** : dans ce cas, la rectification simple ne permet pas d'obtenir des produits totalement purs.
- ✓ **Mélanges multi composants complexes** : plus il y a de constituants à séparer, plus le calcul et le dimensionnement de la colonne deviennent compliqués.
- ✓ **Faible volatilité relative** : si la différence de volatilité entre les composants est petite, la séparation demande beaucoup d'énergie et un grand nombre de plateaux.
- ✓ **Fonctionnement sous pression élevée ou très basse** : les conditions de pression peuvent modifier l'équilibre vapeur-liquide et rendre la rectification plus délicate.
- ✓ **Débits variables** : les variations importantes de charge perturbent le fonctionnement stable de la colonne.

- ✓ **Risque d'entraînement, de moussage ou de pleurage** : ces phénomènes hydrodynamiques peuvent diminuer l'efficacité de séparation

III.6. Lois fondamentales de transfert de matière

III.6.1. Lois de DALTON

Considérant une phase vapeur assimilée à un gaz parfait, la pression partielle d'un constituant est directement proportionnelle à la pression totale du système et à sa fraction molaire dans la phase vapeur. Ainsi, pour le constituant i , on a :

$$p_i^v = P_T y_i \quad (Eq III - 1)$$

Avec :

- p_i^v : Pression partielle d'un constituant « i » dans la phase vapeur en [atm].
- P_T : Pression du système en [atm].
- Y_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur [16].

III.6.2. Lois de RAOULT et d'HENRY

Ces relations s'appliquent à des phases liquides de constituants totalement miscibles. Dans un tel système, la tendance des molécules d'un constituant à quitter la phase liquide est d'autant plus importante que sa concentration molaire dans cette phase est élevée. Selon la loi de Raoult, la pression partielle p_i^v d'un constituant est égale au produit de sa pression de vapeur à l'état pur P_i par sa fraction molaire dans la phase liquide :

$$p_i^v = X_i P_i \quad (Eq III - 2)$$

Avec :

- p_i^v : Pression partielle d'un constituant « i » dans la phase gazeuse en [atm].
- P_i : Tension de vapeur du constituant « i » en [atm].
- X_i : Fraction molaire du constituant « i » en phase liquide.

Dans le cas des mélanges réels, les constituants vérifient la loi de Henry. À température constante, cette loi indique que la pression partielle d'un constituant est proportionnelle à sa concentration molaire dissoute dans la phase liquide :

$$p_i^v = E_i X_i \quad (Eq III - 3)$$

Où E_i : représente la constante de Henry, dépendant de la nature du constituant et de la température d'équilibre.

En combinant cette relation avec la loi de Dalton, on obtient :

$$Y_i = \left(\frac{P_i}{P_T} \right) X_i \quad (\text{Eq III-4})$$

III.6.3. Lois de RAOULT DALTON

Pour les mélanges idéaux obéissant aux lois de Raoult et de Dalton, on peut écrire :

$$\frac{Y_i}{X_i} = \frac{P_i}{P_T} = K_i \quad (\text{Eq III - 5})$$

Où K_i est le coefficient d'équilibre du constituant i , qui caractérise sa répartition entre les deux phases. Le calcul de K_i pour les mélanges idéaux ne présente pas de difficulté particulière. Pour les solutions supposées idéales, la loi de Raoult-Dalton reste valable en première approximation aux faibles pressions. En revanche, lorsque la pression augmente, les constituants du mélange s'écartent sensiblement de ce comportement idéal, et la valeur de K_i calculée ne représente plus correctement la réalité. Dans ce cas, il devient nécessaire de recourir à des valeurs expérimentales ou à des méthodes thermodynamiques de calcul de K_i , dont de nombreuses données sont disponibles dans les ouvrages de référence.

Pour les hydrocarbures, les valeurs de K_i peuvent notamment être obtenues à partir des diagrammes de Jenny-Scheibel.

III.7. Calcul de la volatilité relative

Dans le calcul de la rectification des mélanges complexes, on est amené à effectuer, sur chaque plateau, des calculs successifs d'équilibre. Afin d'éviter des approximations itératives longues et fastidieuses, il est possible d'utiliser une méthode simplifiée, rapide et généralement suffisamment précise. Cette méthode repose sur la notion de volatilité relative α_i , définie comme le rapport du coefficient d'équilibre du constituant i à celui d'un constituant de référence r :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \quad (\text{Eq III - 6})$$

Où K_i est le coefficient d'équilibre du constituant i et K_r celui du constituant de référence. Ce dernier peut être choisi arbitrairement, mais on prend en général le constituant le moins volatil du mélange.

Dans la zone de rectification, la volatilité relative moyenne s'écrit :

$$\alpha_{im} = 0.5(\alpha_{Di} + \alpha_{Li}) \quad (\text{Eq III - 7})$$

Dans la zone d'épuisement, elle est donnée par :

$$\alpha_{im} = 0.5(\alpha_{Ri} + \alpha_{Li}) \quad (Eq\ III - 8)$$

III.8. Bilan matière de la colonne

Les bilans de matière appliqués à la colonne entière, ainsi qu'au constituant i , s'écrivent comme suit :

$$L = D + R \quad (Eq\ III - 9)$$

Avec : [17].

- L : débit molaire de l'alimentation biphasique en kmol/h,
- D : débit molaire du distillat en kmol/h,
- R : débit molaire du résidu en kmol/h.

Le bilan matière partiel du constituant i s'écrit alors :

$$LX_{Li} = DY_{Di} + RX_{Ri} \quad (Eq\ III - 10)$$

La résolution de ce système, à l'aide de la loi du levier, conduit à :

$$\frac{L}{Y_{Di} - X_{Ri}} = \frac{D}{X_{Li} - X_{Ri}} = \frac{R}{Y_{Di} - X_{Li}} \quad (Eq\ III - 11)$$

Où :

- X_{Li} : concentration molaire du constituant i dans l'alimentation,
- Y_{Di} : concentration molaire du constituant i dans le distillat,
- X_{Ri} : concentration molaire du constituant i dans le résidu.

III.8.1. Bilan matière de la zone de rectification

On a :

$$G_n = g_{(n-1)} + D \quad (Eq\ III - 12)$$

Avec :

- G_n : débit molaire de la vapeur entrante dans la zone de rectification, en kmol/h,

- $g_{(n-1)}$: débit molaire du liquide quittant le dernier plateau de la zone de rectification, en kmol/h.

Ainsi :

$$G_n Y_{ni} = g_{(n-1)} X_{(n-1)i} + D Y_{Di} \quad (Eq III - 13)$$

Où :

- Y_{ni} : concentration molaire du constituant i dans la vapeur entrant dans la zone de rectification,
- $X_{(n-1)i}$: concentration molaire du constituant i dans le liquide quittant la zone de rectification.

En appliquant la loi du levier, on obtient :

$$\frac{G_n}{Y_{Di} - X_{(n-1)i}} = \frac{g_{(n-1)}}{Y_{Di} - Y_{ni}} = \frac{D}{Y_{ni} - X_{(n-1)i}} \quad (Eq III - 14)$$

À partir de cette relation, on déduit :

$$Y_n = \frac{r_f}{r_f + 1} X + \frac{1}{r_f + 1} Y_D \quad (Eq III - 15)$$

Cette équation relie la concentration du constituant i dans la vapeur issue du plateau n à celle du liquide présent sur le plateau $(n-1)$. Elle permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone de rectification et est appelée équation de concentration de la zone de rectification.

On note également :

$$r_f = \frac{g_x}{D} \quad (Eq III - 16)$$

Avec :

- r_f : taux de reflux,
- g_x : débit molaire du reflux froid renvoyé au sommet de la colonne, en kmol/h.

III.8.2. Bilan matière de la zone d'épuisement

$$g_{(n+1)} = G_n + R \quad (Eq\ III - 17)$$

Avec :

- $g_{(n+1)}$: débit molaire du liquide rentrant dans la zone d'épuisement, en kmol/h.

Ainsi :

$$g_{(n+1)}X_{(n+1)i} = G_nY_{ni} + RX_{Ri} \quad (Eq\ III - 18)$$

Où :

- $X_{(n+1)i}$: concentration molaire du constituant i dans le liquide rentrant dans la zone d'épuisement.

En appliquant la loi du levier, on obtient :

$$\frac{g_{(n+1)}}{Y_{ni} - X_{Ri}} = \frac{G_n}{X_{(n+1)i} - X_{Ri}} = \frac{R}{Y_{ni} - X_{(n+1)i}} \quad (Eq\ III - 19)$$

À partir de cette relation, on déduit :

$$Y_i = \left(\frac{r_h + 1}{r_h} \right) X_i - \left(\frac{1}{r_h} \right) X_{Ri} \quad (Eq\ III - 20)$$

Cette équation relie la concentration du constituant i dans la phase liquide du plateau $(n+1)$ à celle du constituant dans la phase vapeur provenant du plateau n . Elle permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone d'épuisement et est appelée équation de la zone d'épuisement.

On note également :

$$r_h = \frac{G_r}{R} \quad (Eq\ III - 21)$$

Avec :

- r_h : taux de rebouillage,

- G_r : débit molaire du reflux chaud provenant du rebouilleur, en kmol/h.

III.8.3. Bilan matière de la zone de flash

On a :

$$L = G_0 + g_0 \quad (Eq\ III - 22)$$

Où :

- G_0 : débit molaire de la phase vapeur de l'alimentation, en kmol/h,
- g_0 : débit molaire de la phase liquide de l'alimentation, en kmol/h.

Ainsi :

$$LX_{Li} = G_0Y_{0,i} + g_0X_{0,i} \quad (Eq\ III - 23)$$

Où :

- $X_{0,i}$: concentration molaire du constituant i dans la phase liquide de l'alimentation,
- $Y_{0,i}$: concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur de l'alimentation.

III.9. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est indispensable pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur. Le bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_C \quad (Eq\ III - 24)$$

Avec :

$$h_L = e_0 \cdot H_0 + (1 - e) \cdot h_0 \quad (Eq\ III - 25)$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_{gr}) + R \cdot (h_R - h_{gr}) \quad (Eq\ III - 26)$$

$$Q_C = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \quad (Eq\ III - 27)$$

Où :

- Q_R : charge thermique du rebouilleur, en kcal/h.

- Q_C : charge thermique du condenseur, en kcal/h.
- h_L : enthalpie de la charge, en kcal/kmol.
- e_0 : taux de vaporisation de la charge.
- H_0 : enthalpie de la phase vapeur de la charge, en kcal/kmol.
- h_0 : enthalpie de la phase liquide de la charge, en kcal/kmol.
- h_D : enthalpie du distillat a letat liquide, en kcal/kmol.
- H_D : enthalpie du distillat a letat vapeur, en kcal/kmol.
- H_R : enthalpie de leffluent provenant du rebouilleur, en kcal/kmol.
- h_R : enthalpie du residu, en kcal/kmol.
- h_{gr} : enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur, en kcal/kmol.
- g_x : debit du reflux froid, en kmol/h.
- G_R : debit du reflux chaud provenant du rebouilleur, en kmol/h.

A partir du bilan thermique de la colonne, on obtient également :

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D \quad (Eq\ III - 28)$$

$$G_R = (r_f)_{opt} \cdot R \quad (Eq\ III - 29)$$

Avec le taux de rebouillage optimal défini par :

$$\left(r_f \right)_{opt} = \frac{\left[\frac{D}{L} (r_f)_{opt} + (1 - e_0) - \frac{R}{L} \right]}{R/L} \quad (Eq\ III - 30)$$

III.10. Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression dans la colonne dépend principalement de la composition ainsi que de la nature physique et chimique des mélanges à séparer. Quelle que soit leur complexité, ce choix est avant tout guidé par des considérations économiques. À basse pression, la sélectivité de

séparation est meilleure et l'on limite l'altération thermique des produits. En revanche, cela impose une condensation des vapeurs de tête à basse température, ce qui conditionne le choix du fluide réfrigérant et, par conséquent, la pression de fonctionnement de la colonne.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est inférieure à celle de l'air ou de l'eau, la colonne doit fonctionner à une pression plus élevée afin de permettre la condensation par réfrigération ordinaire. Quelle que soit la température de service, la température de condensation totale des vapeurs du distillat doit être au moins de 15 à 20 °C supérieure à celle du fluide réfrigérant.

La pression dans le ballon de reflux, P_b , est déterminée par approximations successives à partir de l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i X_{D,i} = 1 \quad (Eq\ III-31)$$

Par approximations successives, les pressions au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation sont données par :

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \quad (Eq\ III - 32)$$

$$P_F = P_S + \Delta P_2 \quad (Eq\ III - 33)$$

$$P_L = \frac{P_S + P_F}{2} \quad (Eq\ III - 34)$$

Où :

- $\Delta P_1 = 0,2 \text{ à } 0,4 \text{ atm}$: perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.
- $\Delta P_2 = 0,3 \text{ à } 0,5 \text{ atm}$: perte de charge due aux résistances des plateaux.

III.11. Régime de température de la colonne

A la pression de service P_S , c'est-à-dire à la pression au sommet de la colonne, la température de tête est déterminée par approximations successives à partir de l'équation d'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum \frac{Y_{D,i}}{K_i} = 1 \quad (Eq\ III - 35)$$

La température au fond de la colonne, qui correspond à la température de bulle du résidu à la pression P_F , est obtenue par approximations successives à partir de l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i X_{R,i} = 1 \quad (Eq\ III - 36)$$

La température de la charge peut, quant à elle, être déterminée selon trois cas :

- Si la charge est à l'état liquide, on utilise :

$$\sum K_i X_{L,i} = 1 \quad (Eq\ III - 37)$$

- Si la charge est à l'état vapeur, on utilise :

$$\sum \frac{Y_{L,i}}{X_i} = 1 \quad (Eq\ III - 38)$$

- Si la charge est à l'état liquide-vapeur, on utilise :

$$\sum X_{0,i} = \sum \left[\frac{X_i}{1 + e(K_i - 1)} \right] = 1 \quad (Eq\ III - 39)$$

$$\frac{Y_{0,i}}{X_{0,i}} = K_i \quad (Eq\ III - 40)$$

Où :

- e : taux de vaporisation.
- $X_{L,i}$: concentration molaire du constituant i dans la charge.
- $Y_{0,i}$: concentration molaire du constituant i dans la phase liquide.
- $X_{0,i}$: concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur.

III.12. Choix des constituants clés

Pour le calcul de la rectification des mélanges complexes, on fixe généralement la concentration souhaitée d'un constituant dans le distillat et d'un autre dans le résidu, appelés constituants clés. En pratique, on choisit souvent comme constituant clé volatil le plus volatil des constituants présents dans le résidu, et comme constituant clé lourde le moins volatil des constituants présents dans le distillat. Ces constituants délimitent la séparation recherchée.

Les constituants clés, ainsi que tous les constituants de volatilité intermédiaire, se retrouvent dans les deux produits de la colonne ; ils sont alors appelés constituants distribués. En revanche, les constituants plus volatils que le constituant clé volatil sont pratiquement absents du résidu, tandis que les constituants moins volatils que le constituant clé lourd sont pratiquement absents du distillat ; ils sont appelés constituants non distribués.

III.13. Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge

Lors du calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de connaître le débit ainsi que la composition des phases liquide et vapeur de la charge. D'après la définition du taux de vaporisation de la charge, on a :

$$e_0 = \frac{G_0}{L} \text{ d'où } G_0 = e_0 L \quad (Eq \text{ III-41})$$

Et :

$$r_0 = \frac{g_0}{L} \text{ d'où } g_0 = r_0 L \quad (Eq \text{ III-42})$$

Avec :

- e_0 : taux de vaporisation molaire de la charge.
- r_0 : taux de condensation molaire.
- g_0 : débit molaire de la phase liquide de la charge.
- G_0 : débit molaire de la phase vapeur de la charge.

À la pression et à la température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par approximations successives à partir de l'équation de Tregoubov :

$$\sum X_{0,i} = \sum \frac{X_{L,i}}{1 + e_0(K_i - 1)} = 1 \quad (Eq \text{ III-43})$$

$$\sum X_{0,i} = \sum \frac{X_{L,i}}{K_i - r_0(K_i - 1)} = 1 \quad (Eq III-44)$$

$$e_0 + r_0 = 1$$

$$\sum Y_{0,i} = \sum K_i X_{0,i} = 1 \quad (Eq III-45)$$

Avec :

- $X_{L,i}$: concentration molaire du constituant i dans la charge.
- $X_{0,i}$: concentration du constituant i dans la phase liquide.
- $Y_{0,i}$: concentration du constituant i dans la phase vapeur.

Ces relations peuvent également servir à déterminer la température de la charge lorsque la pression et le taux de vaporisation sont connus. Si le taux de vaporisation est relativement faible, il est plus commode d'utiliser :

$$\sum Y_{0,i} = \sum \frac{X_{L,i}}{e_0 + \frac{1 - e_0}{K_i}} = 1 \quad (Eq III-46)$$

$$\sum X_{0,i} = \sum Y_{0,i} K_i = 1 \quad (Eq III-47)$$

Remarques :

- Si $e_0 = 0$, la charge se trouve à la température de bulle, et l'on a :

$$\sum K_i X_{L,i} = 1 \quad (Eq III-48)$$

Cette relation est utilisée pour déterminer la température de bulle de la charge.

- Si $e_0 = 1$, la charge se trouve à la température de rosée, et l'on a :

$$\sum \frac{Y_{L,i}}{K_i} = 1 \quad (Eq III-49)$$

III.14. Le reflux minimum (méthode de underwood)

Reflux minimum correspond au cas limite d'une colonne comportant un nombre infini de plateaux théoriques. Dans cette situation, il existe une ou plusieurs zones à l'intérieur de la colonne où le courant entrant dans le plateau est déjà à l'équilibre. Pour les mélanges binaires, cette condition se traduit par l'intersection ou la tangence des droites opératoire et d'alimentation avec la courbe d'équilibre. Le développement complet des équations étant long et fastidieux, seule la relation d'Underwood est présentée ici, dans le cas où il n'y a pas de constituants distribués.

On cherche alors, par itération, la valeur du paramètre θ telle que :

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ir} z_i}{\alpha_{ir} - \theta} = 1 - q \quad (Eq III - 50)$$

Avec :

- $\alpha_{HK} < \theta < \alpha_{LK}$,
- La clé lourde choisie comme référence,
- Les volatilités estimées à la température moyenne de la colonne.

Le reflux minimum est ensuite donné par :

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ir} x_{id}}{\alpha_{ir} - \theta} - 1 \quad (Eq III - 51)$$

Où :

- x_{id} : est la fraction molaire du composé i dans le distillat,
- D : est le débit total de distillat,
- z_i : est la fraction molaire du composé i dans l'alimentation,
- LK : est la fraction de récupération du constituant clé légère,
- HK : est la fraction de récupération du constituant clé lourde,
- q : est le nombre de moles de liquide saturé produites au niveau du plateau d'alimentation par mole d'alimentation,

- θ : est un paramètre inconnu déterminé par itérations successives,
- α_{ir} : est la volatilité relative moyenne du composé i par rapport au constituant clé lourd r . [18].

III.15. Taux de reflux optimal

À partir du taux de reflux opératoire retenu, les études de rectification ont montré qu'à chaque valeur du taux de reflux correspond un nombre fini de plateaux théoriques, lequel diminue lorsque le taux de reflux augmente. Pour estimer ce nombre, on utilise la corrélation proposée par Gilliland. En pratique, on adopte souvent la relation suivante pour le choix du reflux réel d'opération [19].

$$\frac{R}{R_{min}} = 1.3 \quad (Eq\ III - 52)$$

III.16. Calcul Nombre de plateau min (relation de Fenske)

La relation de Fenske donne le nombre minimal de plateaux théoriques N_{min} requis pour atteindre une séparation donnée en régime d'équilibre total (reflux infini) [20].

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{D_I * W_J}{D_J * W_I} \right)}{\log (\alpha_{ir})} \quad (Eq\ III - 53)$$

Avec i = clé légère et j = clé lourde

III.17. Nombre de plateaux théoriques à reflux optimal (méthode de Gilliland)

Si le reflux R est choisi, cette approche permet de déterminer le nombre réel de plateaux N . Les corrélations de Gilliland introduisent les paramètres :

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} \quad (Eq\ III - 54)$$

Et :

$$Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1} \quad (Eq\ III - 55)$$

Les résultats de Gilliland ont ensuite été corrélés par Eduljee sous la forme [19]

$$Y = 0.75 - 0.75X^{0.5668} \quad (Eq\ III - 56)$$

Avec :

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} \quad (Eq\ III - 57)$$

$$Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1} \quad (Eq\ III - 58)$$

III.18. Position du plateau d'alimentation

La relation de Kirkbride, ou relation de Fenske, permet de déterminer le rapport entre le nombre d'étages de la zone de rectification N_R et celui de la zone d'épuisement N_S :

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\frac{Z_{HK}}{Z_{LK}} \cdot \frac{X_{R,LK}}{X_{D,LK}} \cdot \frac{D}{R} \right]^{0.206} \quad (Eq\ III - 59)$$

La somme des deux zones étant connue, on en déduit :

$$N_R + N_S = N \quad (Eq\ III - 60)$$

Où :

- N_R : nombre de plateaux dans la zone de rectification.
- N_S : nombre de plateaux dans la zone d'épuisement.
- N : nombre total de plateaux réels.
- $N = \frac{N_{th}}{E}$.
- E : efficacité des plateaux, généralement prise égale à 0,7.
- Z_{HK} : fraction du composé clé lourd dans l'alimentation.
- Z_{LK} : fraction du composé clé léger dans l'alimentation.

Ainsi, lorsque $N_R + N_S$ est connu, on peut en déduire la position de l'alimentation dans la colonne.

III.19. Conclusion

Dans ce chapitre ont présentés les bases théoriques de la rectification, en mettant en évidence les principes d'équilibre liquide-vapeur, les bilans de matière et d'énergie, ainsi que les paramètres essentiels de dimensionnement de la colonne. Les méthodes de détermination du reflux, du nombre de plateaux théoriques et de la position de l'alimentation ont permis de fixer les conditions opératoires du procédé. Ces éléments constituent une base indispensable pour l'étude et la conception de la colonne de dépropanisation.

CHAPITRE IV :

PARTIE SIMULATION

ET CALCULS

IV.Chapitre : PARTIE SIMULATION ET CALCULS

IV.1. Problématique et solution proposées

- **Premier problème**

L'arrêt de la colonne dépropaniseur de l'unité GPL1, ainsi que le fonctionnement de la seule colonne de dépropanisation de l'unité GPL2, limitent la capacité de séparation du propane et du butane contenus dans le GPL produit par la région HMD, cette situation engendre une augmentation progressive de la demande en propane et en butane au niveau de la région HMD.

- **Deuxième problème**

La production de l'unité GPL2 est en diminution. Durant cette période, le taux de fonctionnement est estimé à 80%, ce qui s'explique par la mise en service ancienne de l'installation, exploitée depuis 1994. Cette situation traduit un besoin de renouvellement des équipements, dont les technologies de production sont désormais obsolètes par rapport aux standards actuels.

- **Troisième problème**

Dans le cadre de notre étude sur les excédents de gaz de pétrole liquéfié (GPL) à ZCINA, nous avons également constaté un problème lié à la chaîne continue avec Haoudh Hamra (HEH). En effet, les contraintes de capacité au niveau de l'unité de pompage et de compression HEH limitent l'expédition du GPL produit, ce qui peut entraîner la réduction de la production, voire l'arrêt d'un ou de plusieurs trains de traitement. Le GPL excédentaire est alors temporairement stocké dans trois sphères de 500 m³ situées sur le site, jusqu'au remplissage rapide de ces capacités de stockage et dans l'attente de la reprise de la réception depuis Haoudh Hamra. Par conséquent, l'usine est parfois amenée à réduire son taux de production de GPL afin de s'adapter à ces limitations opérationnelles

- **La solution proposée**

Pour résoudre ces problématiques, nous proposons l'installation d'une colonne de dépropanisation à proximité du train 4 de production de GPL à Z-CINA. Cette colonne sera alimentée par le GPL produit au niveau de ce train, afin de répondre à la demande croissante en propane et en butane, tout en évitant une réduction du taux de production de GPL à Z-CINA, qui disposait de quatre trains de production. Pour vérifier la faisabilité technique de cette solution, une simulation du procédé a été réalisée à l'aide du logiciel Aspen HYSYS, suivie du dimensionnement de la colonne et de l'analyse des résultats obtenus.

IV.2. Généralités sur la simulation

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour représenter le comportement d'un système physique ou d'un procédé. Son principal avantage est qu'elle permet d'obtenir une vision claire du comportement du système réel, vision qui peut être difficile à acquérir uniquement par l'expérience et l'intuition, surtout dans le cas de systèmes

complexes comportant de nombreuses variables interdépendantes. Lorsque le modèle mathématique reproduit correctement l'effet des variations des paramètres comme le ferait le procédé réel, la simulation devient alors une méthode simple, économique et sûre pour analyser le comportement du procédé sans intervenir directement sur l'installation en fonctionnement.

Aujourd'hui, les logiciels de simulation sont de plus en plus nombreux. Parmi les plus utilisés dans le domaine du génie chimique, et plus particulièrement dans le raffinage, on peut citer : Aspen Plus, ChemCAD, Design II, HYSIM, PRO/II et HYSYS.

IV.3. Logiciel de simulation HYSYS

IV.3.1. Description du logiciel HYSYS

Le logiciel HYSYS est un outil de simulation de procédés en génie chimique, développé par Hyprotech au Canada. Il permet de traiter aussi bien des problèmes simples, tels que les opérations de séparation, que des procédés plus complexes, comme la distillation atmosphérique du pétrole brut et les transformations chimiques.

Un simulateur de procédés doit assurer plusieurs fonctions essentielles, notamment :

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

IV.3.2. Le choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques permettant de prédire l'équilibre liquide-vapeur, l'enthalpie, l'entropie ainsi que les propriétés de transport. La qualité de la simulation dépend fortement du choix du modèle thermodynamique, car celui-ci est généralement développé pour une classe donnée de fluides et pour un domaine défini de pression et de température.

Dans les applications de raffinage du pétrole, de traitement du gaz et de pétrochimie, l'équation d'état de Peng-Robinson est généralement recommandée. Elle est exprimée par :

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V(V + b) + b(V - b)}$$

Les paramètres du mélange sont définis par :

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i$$

$$b_i = 0.0778 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - K_{ij})$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226 \omega_i - 0.2699 \omega_i^2$$

avec :

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}, B = \frac{bP}{RT}$$

Signification des paramètres

- A et B : constantes liées à la température et à la pression.
- a et b : constantes caractéristiques du fluide, liées aux propriétés critiques.
- T_{ci} : température critique du constituant i .
- P_{ci} : pression critique du constituant i .
- R : constante des gaz parfaits.
- K_{ij} : coefficient d'interaction binaire.
- x_i, x_j : fractions molaires des constituants i et j .
- T_{ri} : température réduite.
- ω_i : facteur acentrique.

Grâce aux améliorations apportées par Hyprotech, cette équation permet de traiter rigoureusement les systèmes monophasés, biphasés ainsi que les systèmes à trois phases, avec un bon niveau d'efficacité et de précision, et elle reste applicable sur une large gamme de conditions opératoires.

IV.4. La simulation complète d'un train du complexe Z-CINA logiciel HYSYS

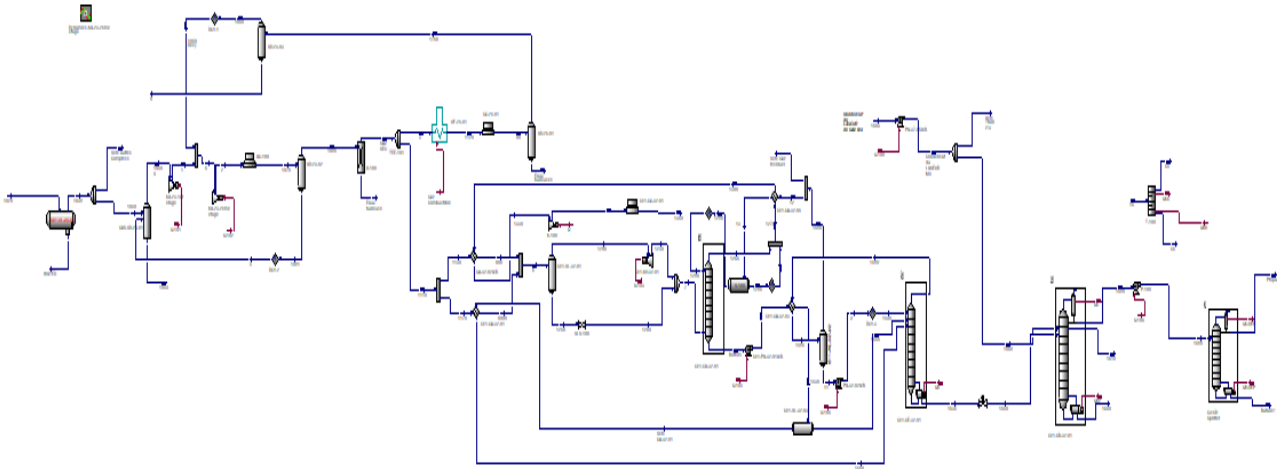


Figure IV.1: La simulation complète d'un train du complexe Z-CINA logiciel HYSYS.

IV.4.1. Vérification entre cas design et cas simulé d'un train de complexe Z-CINA

Dans le cadre de cette étude, une simulation complète d'un train de production du complexe GPL Z-CINA a été effectuée à l'aide du logiciel Aspen HYSYS. Une vérification des résultats a ensuite été réalisée par comparaison entre le cas design et le cas simulé, permettant ainsi de valider le modèle mis en œuvre.

Table IV.1: Comparaison entre cas design et cas simulée d'un train de complexe Z-CINA.

	La charge 1040	GPL 1580		Isopentane 1610		Condensat 1650	
	Design	Design	Simulé	Design	Simulé	Design	Simulé
Température (°C)	50.4	61.6	64.73	60	60.5	60	62.25
Pression (bar.g)	30.2	17.4	17.5	17.9	17.98	18	18.1
Débit massique (kg /h)	327849	66350	66364	12542	12515	2919	2924
Azote	0.0251	0	0	0	0	0	0
CO2	0.0177	0	0	0	0	0	0
CH4	0.6611	0	0	0	0	0	0
C2H6	0.1741	0.0289	0.0113	0	0	0	0
C3H8	0.0783	0.6950	0.7047	0	0	0	0
i-C4H10	0.0071	0.0702	0.0718	0.0005	0.0003	0	0
n-C4H10	0.0205	0.2020	0.2071	0.0152	0.0093	0.0005	0.0004
i-C5H12	0.0038	0.31	0.0038	0.3287	0.3304	0.0756	0.0927
n-C5H12	0.005	0.0007	0.0012	0.4806	0.4875	0.1644	0.2019
n-C6H14	0.0022	0	0	0.1590	0.1572	0.4627	0.4894
n-C7H16	0.0006	0	0	0.0159	0.0152	0.2662	0.1994
H2O	0.0045	0	0	0	0	0	0

Interprétation des résultats

D'après le tableau IV-1, on constate que les résultats du cas simulé sont proches de ceux du cas actuel, donc la simulation du train complet à l'aide d'Aspen HYSYS a permis de reproduire le comportement global de l'unité et de vérifier la cohérence des conditions de fonctionnement. Les résultats obtenus valident le modèle retenu et constituent une base de référence pour l'étude et l'intégration de la nouvelle colonne de dépropanisation.

IV.5. La colonne de distillation simplifiée (SHORTCUT)

L'outil de distillation simplifiée intégré à HYSYS permet aux utilisateurs de modéliser rapidement la séparation par distillation d'un flux avec des informations relativement limitées.

Une fois que l'utilisateur a connecté un flux d'entrée entièrement défini à la colonne de distillation simplifiée, les informations essentielles à spécifier sont les suivantes :

- La qualité vapeur/liquide du produit en tête
- Le composant clé léger et sa composition dans le produit en fond
- Le composant clé lourd et sa composition dans le produit distillat (en tête)
- La pression du condenseur
- La pression du rebouilleur
- Le rapport de reflux externe Avec ces informations, l'outil s'exécute et, si possible, converge vers une solution qui respecte les spécifications du composant clé.

Les informations critiques que l'outil calculera sont les suivantes :

- Le flux de produit distillat entièrement spécifié (température, pression, débit, composition)
- Le flux de produit en fond entièrement spécifié (température, pression, débit, composition)
- La température de fonctionnement du condenseur et le transfert de chaleur associé
- La température de fonctionnement du rebouilleur et le transfert de chaleur associé
- Le nombre minimum d'étages
- Le nombre réel d'étages
- L'emplacement optimal du plateau d'alimentation

Le principal objectif de la distillation simplifiée est de permettre aux utilisateurs d'effectuer une estimation initiale des exigences de performance d'un système donné pour un rapport de reflux spécifié. Les valeurs obtenues grâce à l'outil de distillation simplifiée peuvent être utilisées pour aider l'utilisateur lors de la configuration de l'outil de distillation complet dans HYSYS, ou lors de la recherche de propriétés de colonne raisonnables pour permettre au système de converger (par exemple, le nombre d'étages, l'emplacement de l'alimentation, etc.) [5]

IV.6. Simulation et Calcul de la colonne de dépropaniseur Z-CINA

IV.6.1. Simulation de Nouveau dépropaniseur de Z-CINA par SHORTCUT

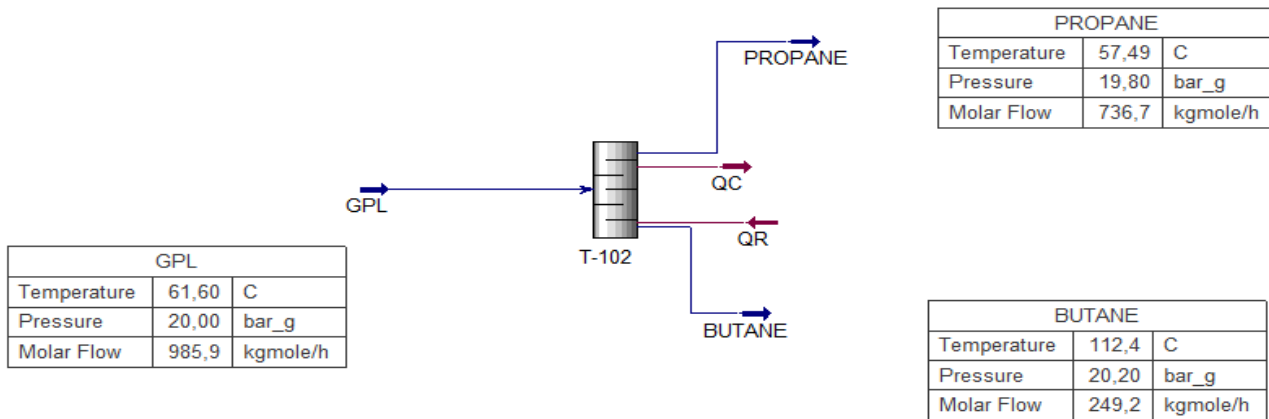


Figure IV.2: Simulation de cas design de dépropaniseur Z-CINA par la méthode SHORTCUT.

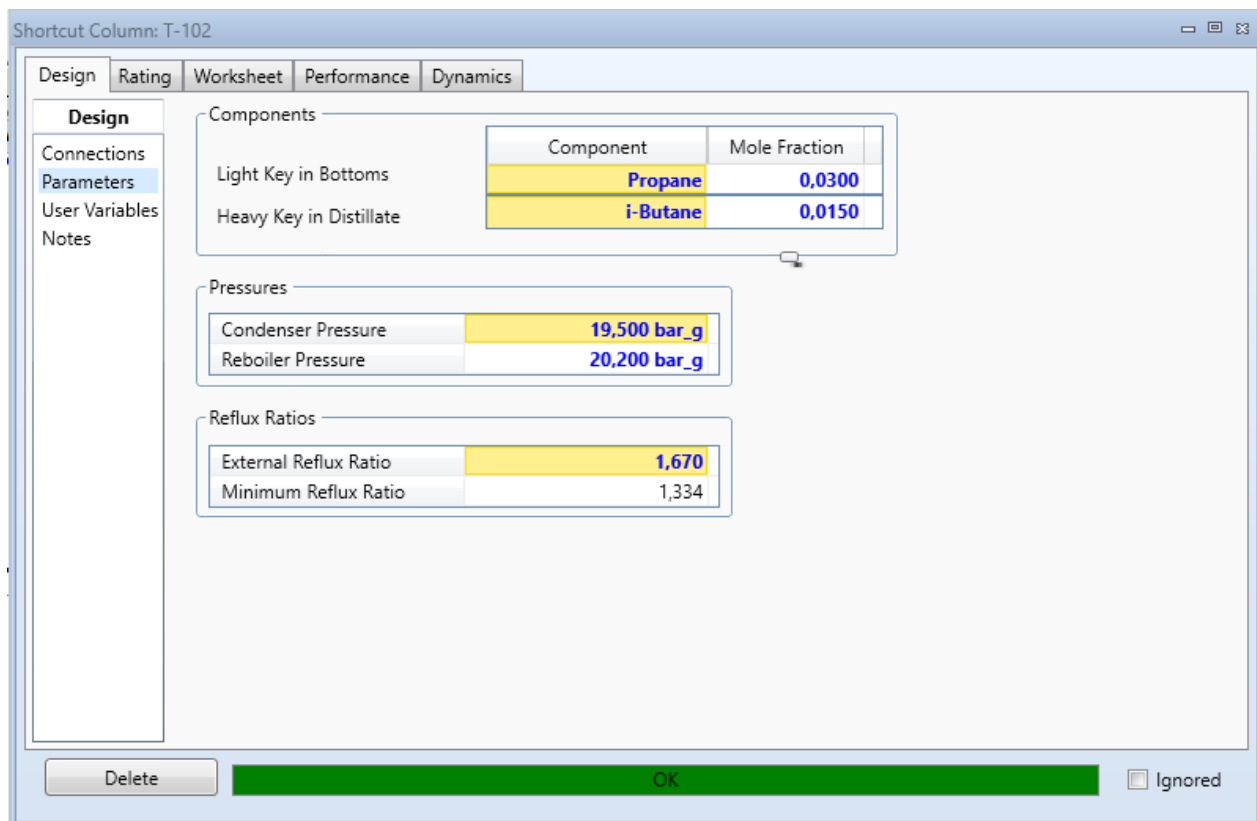


Figure IV.3: Paramètres utilisées pour faire la simulation par la méthode SHORTCUT.

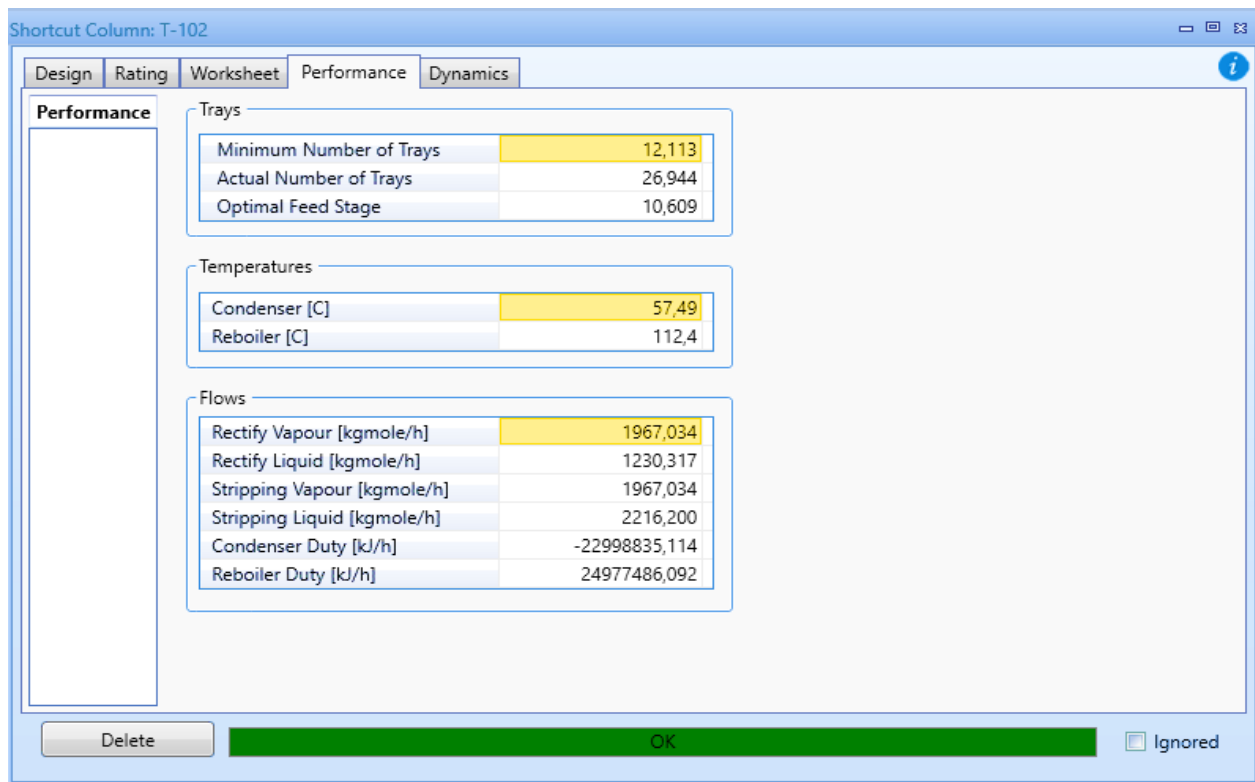


Figure IV.4: Performance de dépropaniseur Z-CINA par la méthode SHORTCUT.

IV.6.2. Partie calcul

IV.6.2.1. Ordre de calcul

1. Détermination de la composition du distillat et du résidu.
2. Calcul des pressions et des températures dans les différentes zones de la colonne.
3. Évaluation des quantités massiques et molaires de l'alimentation, du distillat et du résidu.
4. Calcul des volatilités relatives ainsi que des taux de vaporisation.
5. Détermination du reflux minimum et du reflux optimal.
6. Calcul du nombre de plateaux théoriques et réels dans les zones de rectification et d'épuisement, à l'aide d'une méthode approximative simplifiée, notamment la méthode de Gilliland corrélée par Eduljee ou la méthode de FUG.

IV.6.2.2. Données de départ

- Débit d'alimentation de la colonne : 46875 kg /h = 1125 tonnes /jour
- Température d'entrée de la charge : 61.6°C

- La pression d'alimentation : 20 bar.g

Charge d'alimentation : La charge actuelle qui alimente le dépropaniseur est déterminée à partir de la simulation précédente, en utilisant la composition des résidus au fond du débutaniseur, comme indiqué ci-dessous.

Table IV.2: Fraction molaire du la charge de dépropaniseur.

Constituants	Compositions molaires (%)
C₂H₆	0.0179
C₃H₈	0.07212
i-C₄H₁₀	0.0656
n-C₄H₁₀	0.1924
i-C₅H₁₂	0.0027
n-C₅H₁₂	0.0002
Total	1

IV.6.2.3.Choix des clés lourde et légère

- Teneur du Butane dans le distillat = 3% (molaire).
- Teneur de Propane dans le résidu = 1.5% (molaire)

IV.6.3. Bilan matière de la colonne

La composition massique et molaire et la masse moléculaire moyenne de la charge sont Représentées dans le Tableau suivant :

$$ML = \sum X_{Li} Mi$$

- **X_{Li}** : composition molaire dans la charge d'alimentation
- **Mi** : masse moléculaire de chaque constituant

Table IV.3: Composition molaire, massique et la masse moléculaire de la charge.

Constituants	M(i) g/mol	Composition Molaire X_{Li}	M(i). X_{Li}	Composition Massique
C_2H_6	30	0.0179	0.535	0,01128
C_3H_8	44	0.7212	31.7328	0,6689
i- C_4H_{10}	58	0.0656	3.8048	0,0802
n- C_4H_{10}	58	0.1924	11.1592	0,2352
i- C_4H_{12}	72	0.0027	0.1944	0,0041
n- C_5H_{12}	72	0.0002	0.0144	0.0003
TOTAL	334	1	47.4406	1

Pour la séparation imposée par les données de départ, on peut fixer comme constituants clés le propane C_3H_8 comme constituant léger et l'isobutane I- C_4H_{10} comme constituant lourd. D'après les données de départ, le débit de charge est de **46875 kg/h**. Les concentrations admissibles de butanes dans le distillat ($Y_{D,C4} = 0,03$) et de propane dans le résidu ($X_{R,C3} = 0,015$) étant faibles, on peut considérer que le C_2H_6 est pratiquement absent dans le résidu et que le I- C_5H_{12} est pratiquement absent dans le distillat. C'est-à-dire :

- $x_{R,C2H6} \approx y_{D,C5H12} \approx 0$
- $x_{R,C3H8} = 0,03$
- $y_{D,C4H10} = 0,015$

L'équation du bilan matière appliquée à l'ensemble de la colonne s'écrit :

$$L = D + R$$

En appliquant le bilan matière à chaque constituant i de la charge, on obtient :

$$L X_{Li} = D Y_{Di} + R X_{Ri}$$

Ce qui peut se réécrire sous la forme :

$$D(X_{Li}-Y_{Di}) = R(X_{Ri}-X_{Li})$$

Ainsi, pour les différents constituants, on a :

- $D(0.0179 - Y_{D,C2}) = R(0 - 0.0179)(A)$
- $D(0.7212 - Y_{D,C3}) = R(0.03 - 0.7212)(B)$
- $D(0.0656 - 0.015) = R(X_{R,C4} - 0.0656)(C)$
- $D(0.1924 - 0) = R(X_{R,nC4} - 0.1924)(D)$
- $D(0.0027 - 0) = R(X_{R,iC5} - 0.0027)(E)$
- $D(0.0002 - 0) = R(X_{R,nC5} - 0.0002)(F)$

Sachant que :

$$Y_{D,C2} + Y_{D,C3} + 0.015 = 1$$

On déduit :

$$Y_{D,C2} + Y_{D,C3} = 0.985$$

En additionnant les équations (A) et (B), on obtient :

$$D[(0.0179 + 0.7212) - (Y_{D,C2} + Y_{D,C3})] = R[0.03 - (0.0179 + 0.7212)]$$

Soit :

$$D(0.7391 - 0.985) = R(0.03 - 0.7391)$$

D'où :

$$\frac{D}{R} \approx 2.88$$

D'après (A) : $D/R(0.0179 - Y_{D,C2}) = -0.0179$

$$2.88 (0.0179 - Y_{D,C2}) = -0.0179 \quad \mathbf{Y_{D,C2}=0.024}$$

D'après(B) : $D/R (0.7212 - Y_{D,C3}) = (0.03 - 0.7212)$

$$2.88(0.7212 - Y_{D,C3}) = (0.03 - 0.7212)$$

$$\mathbf{Y_{D,C3}=0.9612}$$

D'après (C) : $D/R (0.0656-0.015) = (XRi-c4-0.0656)$

$$2.88(0.0506) = (XRi-c4-0.0656)$$

$$XRi-c4=0.2113$$

D'après (D) : $D/R (0.1924) = (XRn-c4-0.1924)$

$$2.88 (0.1924) = (XRn-c4- 0.1924)$$

$$XRn-c4=0.7465$$

D'après (E) : $D/R (0.0027) =(XRi-c5-0.00027)$

$$2.64(0.0027) = (XRi-c5-0.0027)$$

$$X Ri-c5=0.0105$$

D'après (E) : $D/R (0.0002) =(XRn-c5-0.0002)$

$$2.88(0.0002) = (XRn-c5-0.0002)$$

$$X Rn-c5=0.0008$$

Table IV.4: Composition molaire du distillat et du résidu.

Constituants	M _i g/mol	Distillat		Résidu	
		Mi. Y _{Di}	Y _{Di}	X _{Ri}	Mi. X _{Ri}
C ₂ H ₆	30	0.024	0.72	/	/
C ₃ H ₈	44	0.9612	42.2928	0.03	1.32
i-C ₄ H ₁₀	58	0.015	0.87	0.2113	12.2554
n-C ₄ H ₁₀	58	/	/	0.7465	43.297
i-C ₄ H ₁₂	72	/	/	0.0105	0.756
n-C ₅ H ₁₂	72	/	/	0.0008	0.0576
TOTAL	334	1	43.8828	1	57.686

IV.6.3.1.Calcul de la Pressions et la température dans la colonne

A. Pression

On a la pression de l'alimentation de la colonne **P_L= 20 bars**

1) La pression au sommet de la colonne

D'après l'équation $PF = PS + \Delta P2$ et $PL = (PS + PF) / 2$

Avec $\Delta P2 = [0,3-0,5]$ bars.

On trouve : $PL = (PS + PS + \Delta P2) / 2$

$PL = PS + (\Delta P2 / 2)$

$PS = PL - \Delta P2 / 2 = 20 - 0,4/2 = 19,8$ bars.

PS = 19.8 bars.

2) La pression au fond de la colonne

D'après l'équation $PF = PS + \Delta P2$

On trouve : Où $\Delta P2 = [0,3-0,5]$.

On prend $\Delta P2 = 0,4$ bars.

Alors $PS = 19.8$

$Pf = 19.8 + 0.4 = 20.2$ bars.

PF = 20.2 bars.

3) Pression dans le ballon de reflux

D'après l'équation $PS = Pb + \Delta P1$

On trouve : Où $\Delta P1 = [0,2-0,4]$.

On prend $\Delta P1 = 0,3$ bars.

Alors

$PS = 19.8$ $Pb = PS - \Delta P1 = 19.8 - 0.3 = 19.5$ bars.

Pb = 19.5 bars.

B. Température dans la colonne

1. La température dans le ballon de reflux

Pour déterminer la température de condensation totale du distillat (propane), c'est-à-dire la température régnant dans le ballon de reflux, on prend $KC_3H_8 = 1$ pour le constituant clé. À l'aide du diagramme de Jenny et Scheibel, on détermine les coefficients d'équilibre K_i à une température initiale puis on procède par itérations successives en ajustant la température jusqu'à vérifier l'isotherme de la phase liquide, exprimé par la condition :

$$\sum K_i X_{D,i} = 1$$

où $X_{D,i}$ sont les fractions liquides du distillat et K_i la volatilité (coefficient d'équilibre) de chaque constituant.

Table IV.5: Les résultats de calcul dans le ballon de reflux.

Composées	P _S =19,5 bars.		T _S =56°C
	X _{Di}	K _i	K _i · X _{Di}
C ₂ H ₆	0.024	2.6	0.0624
C ₃ H ₈	0.9612	0.98	0.942
i-C ₄ H ₁₀	0.015	0.52	0.007
TOTAL	1		1

2. Température au sommet de la colonne

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase vapeur

$$\sum Y_i / K_i = 1$$

Avec l'aide du diagramme de JENNY ET SCHIEBEL on trouve les valeurs de K_i :

Table IV.6: Les résultats de calcul au sommet de la colonne.

Composées	P _S =19.8 bars		T _S =58°C
	X _{Di} = Y _i	K _i	Y _i / K _i
C ₂ H ₆	0,024	2 ,65	0.009
C ₃ H ₈	0,9612	0.99	0,97
i-C ₄ H ₁₀	0.015	0 ,53	0.028
TOTAL	1		1

3. Température au fond de la colonne

La température au fond de la colonne correspond à la température de bulle du résidu à la pression de fond PF = 20.2 bars. Pour la déterminer, on prend K_i-C₄ = 1 pour le constituant clé (isobutane) et on utilise le diagramme de Jenny & Scheibel pour obtenir les coefficients

d'équilibre K_i à une température initiale. On procède ensuite par itérations successives en vérifiant l'isotherme de la phase liquide,

$$\sum_i K_i X_{R,i} = 1$$

Table IV.7: Les résultats de calcul au fond de la colonne.

Composées	$P_F=20,2$ bars $T_F=110^\circ\text{C}$		
	X_{Di}	K_i	$K_i \cdot X_{Di}$
C₃H₈	0,03	2	0.06
i-C₄H₁₀	0,2113	1,15	0,243
n-C₄H₁₀	0,7465	0.95	0,71
i-C₅H₁₂	0.0105	0,54	0.0056
n-C₅H₁₂	0.0008	0.48	0.00038
TOTAL	1		1,01

4.Température dans la zone d'alimentation

La charge est admise dans le dépropaniseur à une température de 61.6°C .

Table IV.8: Les résultats de calcul à la zone d'alimentation.

Composées	$P_F=20$ bars $T_F=61.6^\circ\text{C}$		
	$X_{Di}=Y_i$	K_i	$K_i \cdot X_{Di}$
C₂H₆	0,0179	2.8	0.05
C₃H₈	0,7212	1.18	0.851
i-C₄H₁₀	0,0656	0.56	0.0367
n-C₄H₁₀	0,1924	0.45	0.08658
i-C₄H₁₂	0,0027	0.21	0.000567
n-C₅H₁₂	0.0002	0.18	0.000036
TOTAL	1		1

IV.6.3.2. Les débits molaires

- **Débit d'alimentation** $L = 46875 \text{ kg/h} = 1125 \text{ tonnes/jour}$

$$L' = L / M_L \quad L' = 46875 / 47.4406$$

$$L' = 988.07 \text{ Kmol/h}$$

- **Débit de résidu**

$$L' = D' + R' \quad D' / R' = 2.88$$

$$L' = 2.88R' + R' \quad L' = 3.88 R'$$

$$R' = L' / 3.88$$

$$R' = 254.65 \text{ Kmol/h}$$

$$R = L / 3.88 = 12112.4031$$

$$R = 12112.4031 \text{ kg/h}$$

- **Débit du distillat**

$$\text{On a : } D' = L' - R' = 988.07 - 254.65$$

$$D' = 733.42 \text{ Kmol/h}$$

$$D = L - R = 46875 - 12112.4031 = 34762.5969 \text{ kg/h}$$

$$D = 34762.5969 \text{ kg/h}$$

Table IV.9: Les débits molaires du distillat et résidu.

Composées	M(i) g/mol	Composition Molaire X_{Li}	Distillat		Résidu	
			D_i	Y_{Di}	R_i	X_{Ri}
C_2H_6	30	0.0179	17.602	0.024	/	/
C_3H_8	44	0.7212	704.963	0.9612	7.64	0.03
i- C_4H_{10}	58	0.0656	11	0.015	53.8075	0.2113
n- C_4H_{10}	58	0.1924	/	/	190.1	0.7465
i- C_4H_{12}	72	0.0027	/	/	2.674	0.0105
n- C_5H_{12}	72	0.0002	/	/	0.20	0.0008
Total	334	1		1		1

IV.6.3.3. Le taux de vaporisation à l'entrée de la colonne

Le GPL est admis dans le dépropaniseur à l'état liquide, après l'équation de TREGOUBOV

$$\sum X_{o,i} = \sum (X_{L,i} / [1 + \epsilon (K_i - 1)])$$

Vérification par calcul de la composition de la charge $\epsilon = 3 = 0$

on trouve:

$$X'_{L,i} = X'_{o,i}$$

IV.6.3.4. Volatilités relatives des constituants

Les volatilités relatives des constituants dans les différentes zones de la colonne sont calculées à partir de la relation :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r}$$

où K_i est la constante d'équilibre du constituant i dans les conditions de service (température et pression locales) et K_r est la constante d'équilibre du constituant clé **lourd**. Dans cette étude, le constituant clé lourd retenu est l'isobutane (i-C₄H₁₀).

Table IV.10: Les résultats de calcul des volatilités relatives.

Composées	Alimentation		Rectification		Epuisement	
	K_i à $P=20\text{bar}$ $T^\circ=61.6^\circ\text{C}$	α_{Li}	K_i $P=19.8\text{bar}$ $T^\circ=58^\circ\text{C}$	α_{Di}	K_i à $P=20.2\text{bar}$ $T^\circ=110^\circ\text{C}$	α_{Ri}
C₂H₆	2.8	5	2.65	5	/	/
C₃H₈	1.18	2.11	0.99	1.87	2	1.74
i-C₄H₁₀	0.56	1	0.53	1	1.15	1
n-C₄H₁₀	0.45	0.8	/	/	0.95	0.826
i-C₅H₁₂	0.21	0.375	/	/	0.54	0.47
n-C₅H₁₂	0.18	0.32	/	/	0.48	0.417

IV.6.3.5. Les volatilités relatives moyennes

Les volatilités relatives moyennes dans les deux zones de la colonne sont déterminées par les relations suivantes :

- Zone de rectification : $\alpha_{i,m} = 0,5 (\alpha_{Di} + \alpha_{Li})$
- Zone d'épuisement : $\alpha_{i,m} = 0,5 (\alpha_{Li} + \alpha_{Ri})$

Les valeurs calculées des volatilités relatives moyennes pour chaque constituant dans les différentes zones de la colonne sont présentées dans le tableau suivant :

Table IV.11: Les résultats de calcul des volatilités relatives moyennes.

Composées	Alimentation	Rectification		Epuisement	
	α_{Li}	α_{Di}	$\alpha_{i,m}$	α_{Ri}	$\alpha_{i,m}$
C₂H₆	5	5	5	/	/
C₃H₈	2.11	1.87	2	1.74	1.925
i-C₄H₁₀	1	1	1	1	1
n-C₄H₁₀	0.80	/	/	0.826	0.813
i-C₅H₁₂	0.375	/	/	0.47	0.4225
n-C₅H₁₂	0.32	/	/	0.417	0.3685

- **La volatilité moyenne dans la colonne**

Pour calculer la volatilité moyenne dans la colonne il faut utiliser la loi suivante :

$$\alpha_{moy} = 0.5 (\alpha_{i,m} \text{ Rectification} + \alpha_{i,m} \text{ Epuisement})$$

Table IV.12: la volatilité moyenne dans la colonne.

Volatilité moy	Valeur air
$\alpha_{C_2H_6}$ moy	5
$\alpha_{C_3H_8}$ moy	1.9625
$\alpha_{i-C_4H_{10}}$ moy	1
$\alpha_{n-C_4H_{10}}$ moy	0.813
$\alpha_{i-C_5H_{12}}$ moy	0.4225
$\alpha_{n-C_5H_{12}}$ moy	0.3685

IV.6.3.6.Calcul du régime de reflux minimal et optimal

La valeur de ϕ utilisée dans le tableau IV.12 est déterminée par itérations successives à partir de l'expression suivante :

$$\phi = \frac{\sum_i \alpha_{L,i} X'_{L,i}}{\sum_i \alpha_{0,i} X_{0,i}} - \sum_i \alpha_{0,i}$$

La valeur de « ϕ » varie entre les valeurs de volatilités relatives des constituants clé lourd ($\alpha_{c3}=2.11$ $\alpha_{c4}=1.000$) $1 < \phi < 2.11$

$$\Phi = 1.0656$$

ϕ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives à partir de l'équation précédente.

$e'4$: Taux de vaporisation molaire de la charge : $e'3 = 0$

Table IV.13: Les résultats des calculs Taux de reflux minimal.

Composition	air	X_{Di}	$\alpha_{i,r} \cdot X_{Di}$	$(\alpha_{ir} \cdot X_{Di}) / (\alpha_{ir} - \Phi)$
C₂H₆	5	0.024	0.12	0.03
C₃H₈	1.9625	0.9612	1.88	2.29
i-C₄H₁₀	1	0.015	0.015	0.016
n-C₄H₁₀	0.813	/	/	/
i-C₅H₁₂	0.4225	/	/	/
n-C₅H₁₂	0.3685	/	/	/
				2.336

D'après les résultats de tableau on trouve :

$$Rf_{min} + 1 = \Sigma (\alpha_{ir} \cdot X_{Di}) / (\alpha_{ir} - \Phi) = 2,336$$

$$Rf_{min} + 1 = 2.336$$

$$Rf_{min} = 1.336$$

IV.6.3.7.Calcul le reflux optimal

En appliquant l'équation de GILLILAND :

$$Rf = 1,3 * Rf_{(min)} = 1,3 * 1,336$$

$$Rf = 1.7$$

IV.6.3.8.Calcul Nombre de plateau min

La relation de Fenske donne le nombre minimal de plateaux théoriques N_{min} requis pour atteindre une séparation donnée en régime d'équilibre total (reflux infini) :

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{D_I * W_J}{D_J * W_I} \right)}{\log (\alpha_{ir})}$$

Donc :

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{D_{C3,D} * W_{iC4,W}}{D_{iC4,D} * W_{C3,W}} \right)}{\log (\alpha_{ir})}$$

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{704.96 * 53.8075}{11 * 7.64} \right)}{\log (1.9625)}$$

$$N_{min} = 9$$

IV.6.3.9.Calcul nombre réel des plateaux

à l'état thermodynamique de l'alimentation on a :

$$X = R - R_{min} R + 1$$

Avec l'application numérique

La valeur de X est :

$$X = 0,155 \quad Y = 0,75 - 0,75 X^{0,5668}$$

$$Y = 0,75 - 0,75 (0,143)^{0,5668} = 0,5$$

Donc :

$$Y = N - N_{min} / N + 1$$

Pour calculer le nombre des plateaux théorique on applique :

$$N_{th} = -N_{min} - Y / Y - 1 = 18.84 = 19$$

En prenant en considération l'efficacité des plateaux à clapet ($E=0.70$),

le nombre totale de plateaux dans la colonne est :

$$N = N_{th} / 0,70 = 19$$

$$N = 19 \text{ plateaux}$$

IV.6.3.10. Position de plateau d'alimentation

On utilise la méthode de Kirkbride

$$N_{th} = N_r + N_s$$

$$N_r / N_s = ((Z_{HK} / Z_{LK}) \cdot (X_{w,LK} / X_{D,LK})^2 \cdot (R / D))^{0,206}$$

$$HK = C_3H_8, LK = i-C_4H_{10}$$

$$N_r / N_s = ((0.0656 / 0.7212) \cdot (0.03 / 0.015)^2 \cdot (254.65 / 733.42))^{0,206}$$

$$N_r / N_s = 0.652$$

$$N_{th} = N_r + N_s$$

$$N_r = N_{th} - N_s$$

$$N - N_s / N_s = 0.652$$

$$N / N_s - 1 = 0.652$$

$$N / N_s = 1.652$$

$$N_s = N / 1.652$$

$$N_s = 16.34 \text{ donc } 17$$

$$N_s = 17$$

$$N_r = N - N_s \quad N_r = 27 - 17 = 10$$

$$N_r = 10$$

Donc le plateau d'alimentation est le plateau 10

IV.7. Simulation finale de la colonne de dépropaniseur

On présente la simulation par les calculs qui nous sommes fait :

Table IV.14: Les paramètres utilisées pour la simulation finale du dépropaniseur.

Reflux	1.67
Nombre de plateau	27
Plateau d'alimentation	10
Pression dans le condenseur	19.5
Pression dans le rebouilleur	20.2
La fraction du propane au fond de la colonne	0.03

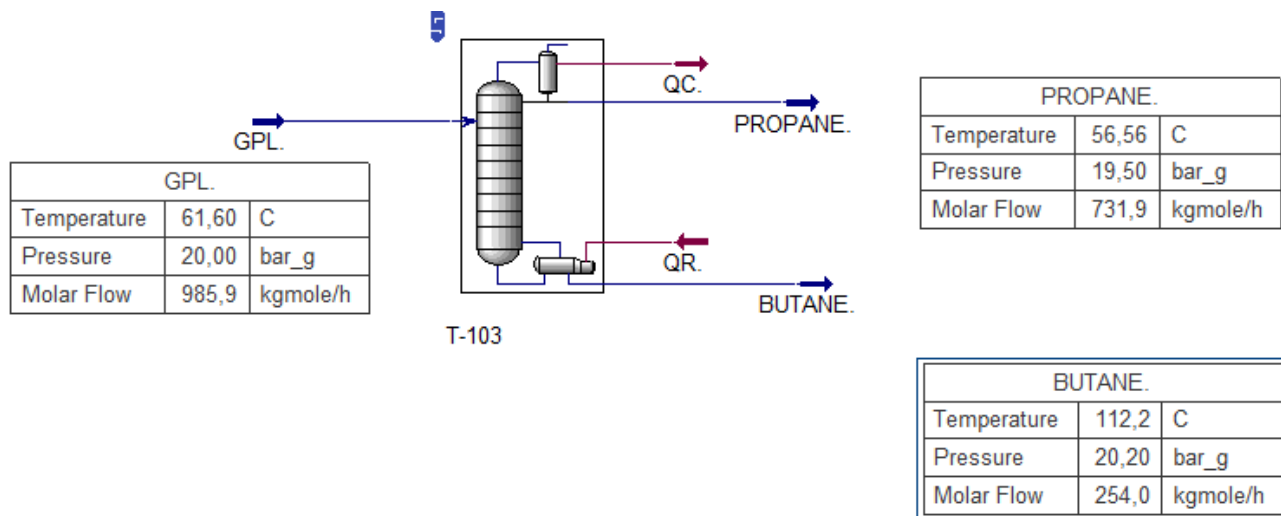


Figure IV.5: simulation de la colonne de dépropaniseur finale par logiciel hysys.

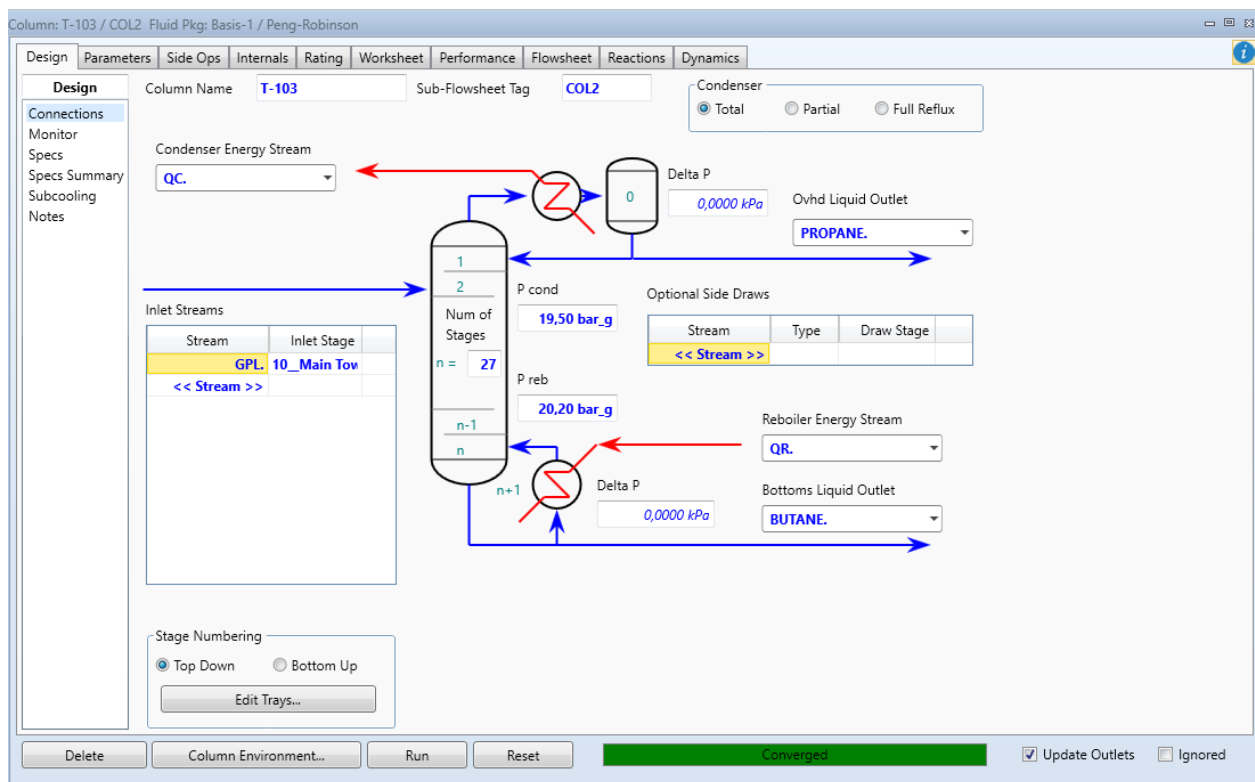


Figure IV.6: Schéma de la colonne de dépropaniseur par logiciel hysys.

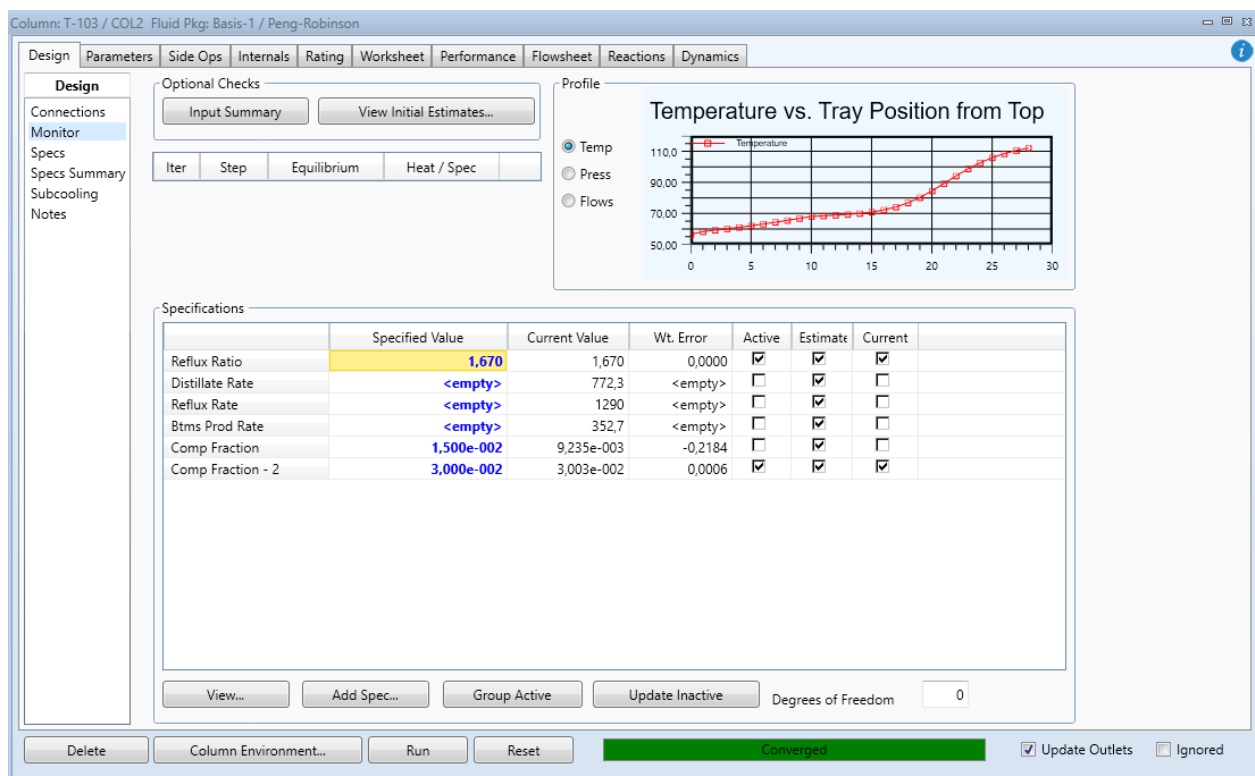


Figure IV.7: Spécifications opératoires de la colonne de dépropaniseur par logiciel hysys.

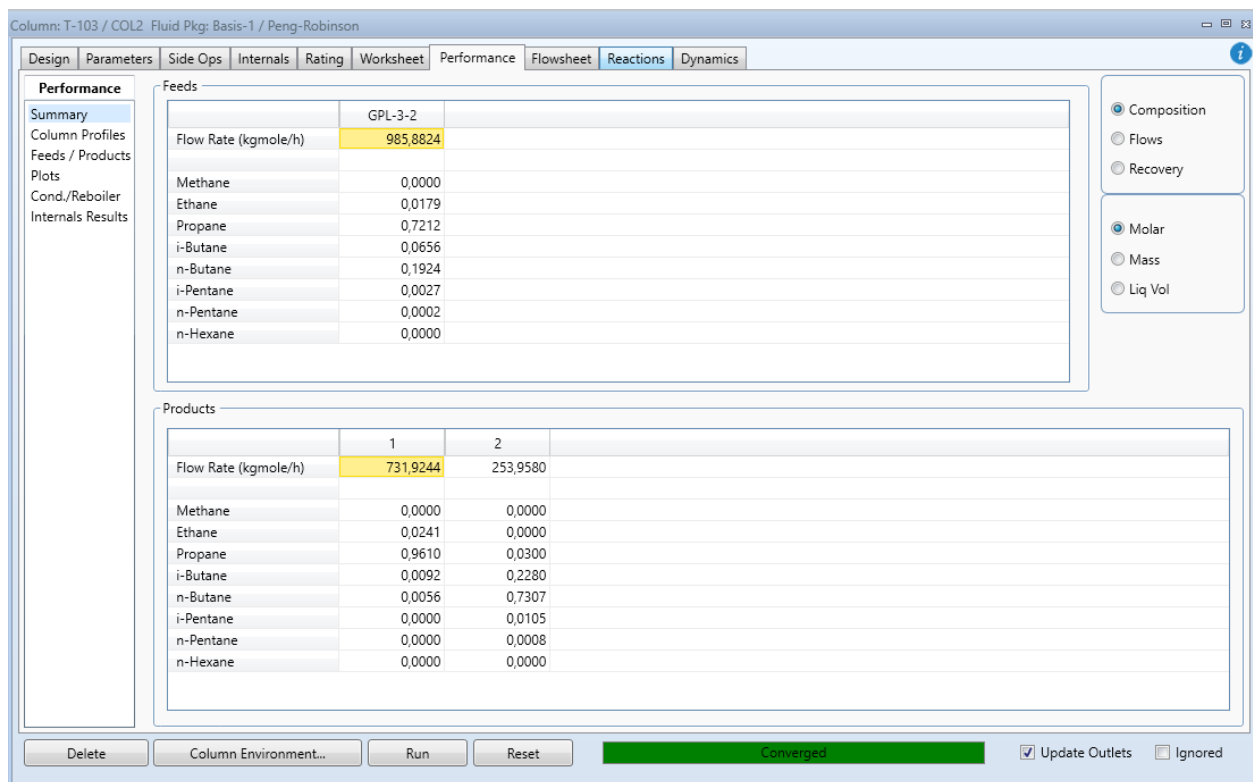


Figure IV.8: Performance de la colonne par logiciel hysys.

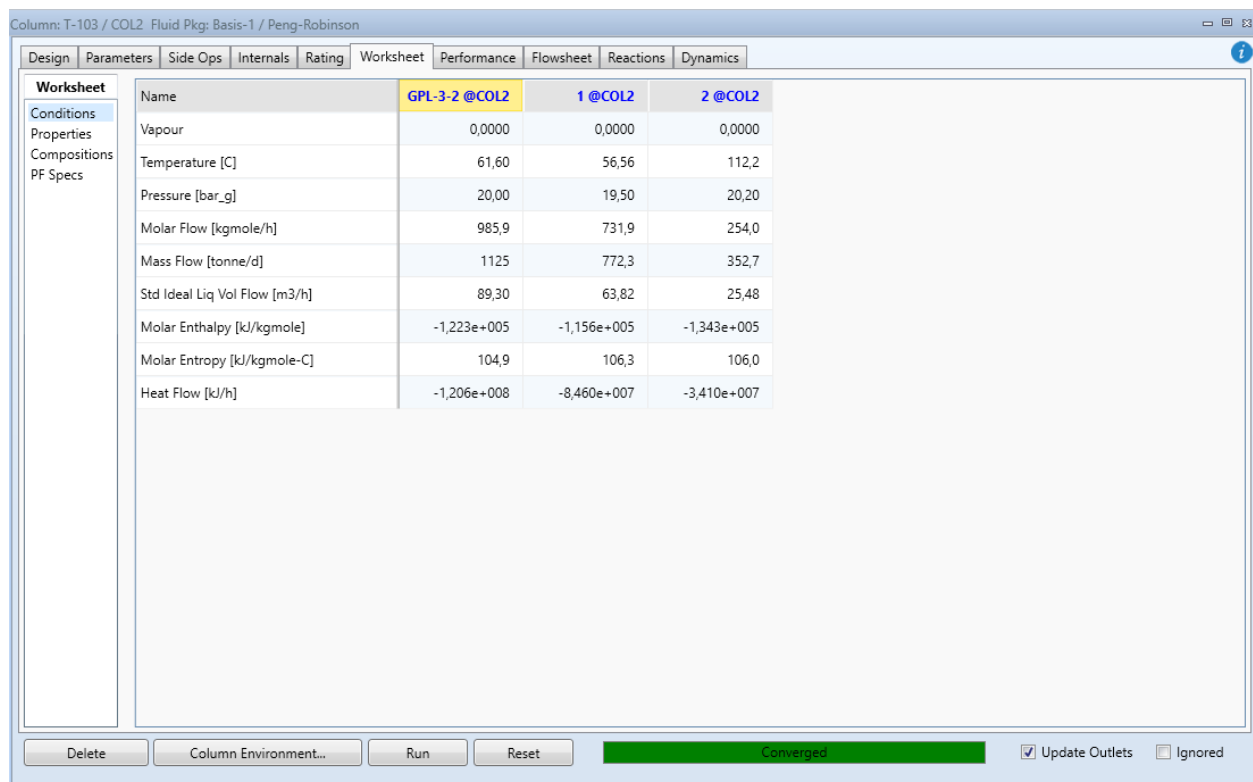


Figure IV.9: Les conditions de travail de la colonne par logiciel hysys.

IV.8. Comparaisons entre les résultats short Cut et les résultats de calculs

Table IV.15: comparaison entre les valeurs short Cut, les valeurs calculées et les valeurs de simulation.

Paramètres	Valeur de short Cut		Valeur calculé		Valeur simulé	
Température dans le condenseur	56.78		56		56.56	
Température dans le rebouilleur	112.4		/		112.2	
Température au sommet de la colonne	/		58		58.26	
Température au fond de la colonne	/		110		110.6	
Reflux min	1.334		1.336		/	
Nombre de plateau	27		27		27	
Plateau d'alimentation	10		10		10	
Débit molaire du propane	736.7		733.42		731.9	
Débit molaire du butane	249.2		254.65		254	
	Distillat	Résidu	Distillat	Résidu	Distillat	Résidu
C ₂ H ₆	0.024	0	0.024	0	0.0241	0
C ₃ H ₈	0.9550	0.03	0.9612	0.03	0.9610	0.03
i-C ₄ H ₁₀	0.150	0.2152	0.015	0.2113	0.0092	0.2280
n-C ₄ H ₁₀	0.0061	0.7433	0	0.7465	0.0056	0.7307
i-C ₅ H ₁₂	0	0.0107	0	0.0105	0	0.0105
n-C ₅ H ₁₂	0	0.0008	0	0.0008	0	0.0008

Interprétation du tableau

D'après le tableau ci-dessus, nous remarquons que l'erreur est très faible. Donc nous concluons que les valeurs obtenues par la simulation, short Cut et calculs sont très proches.

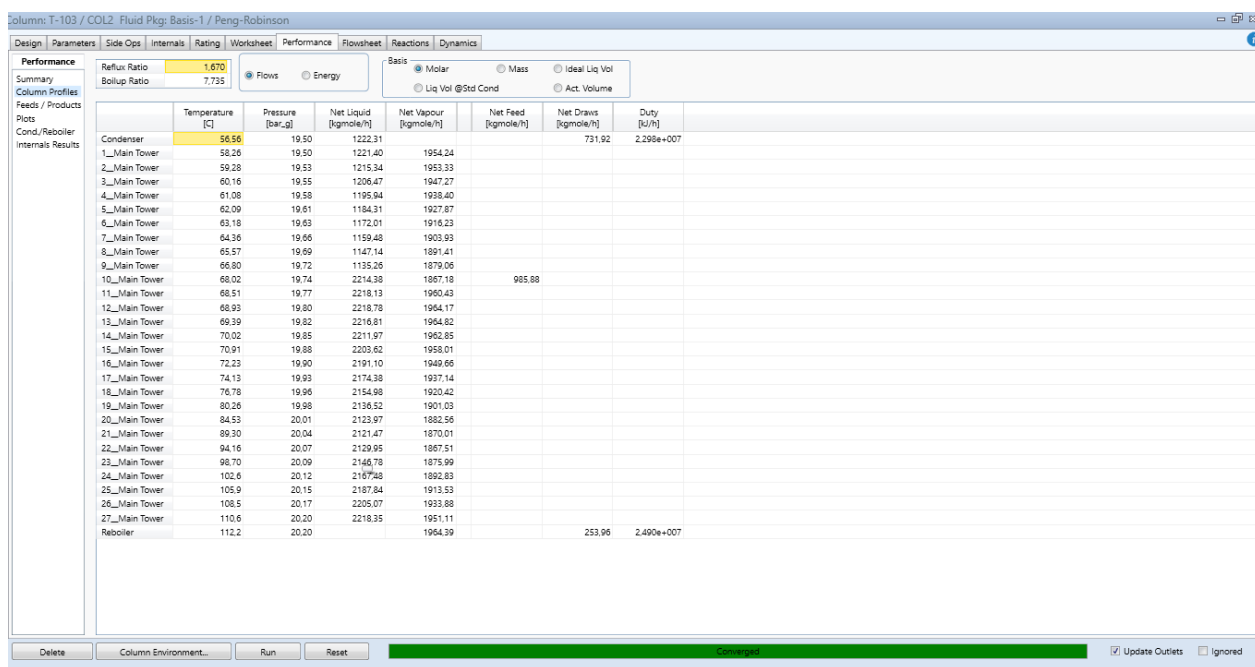


Figure IV.10: profile de performance de la colonne par logiciel hysys.

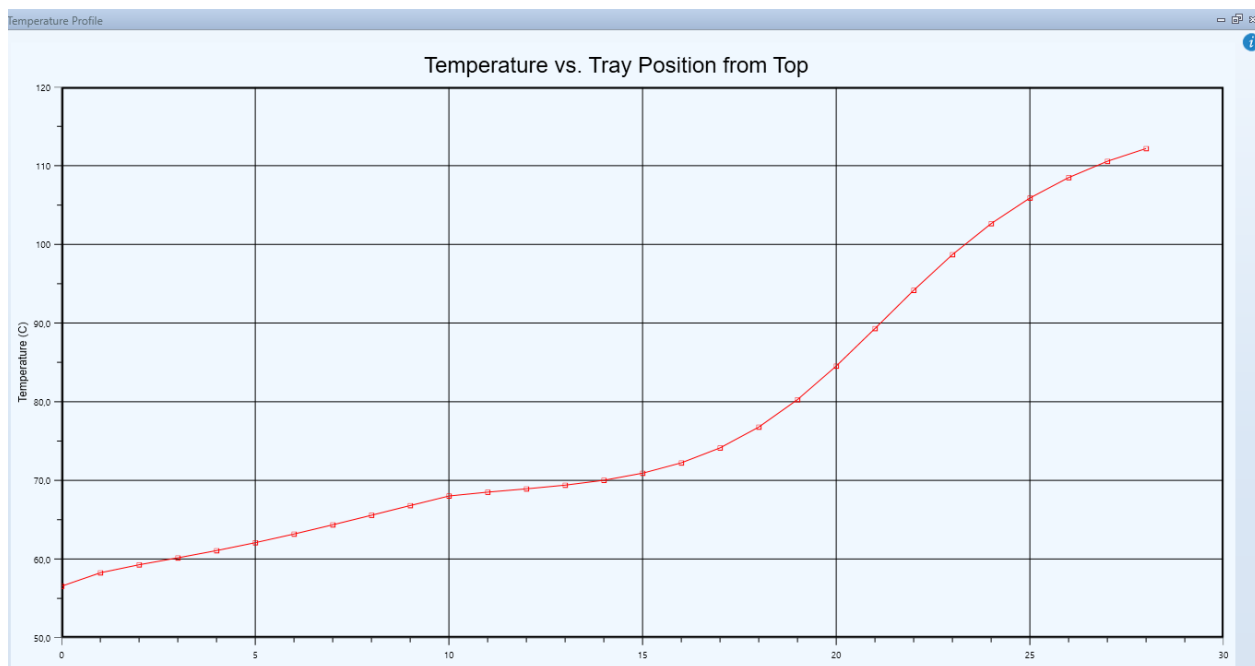


Figure IV.11: la courbe d'évolution de la température par rapport le nombre des plateaux de la colonne par logiciel hysys.

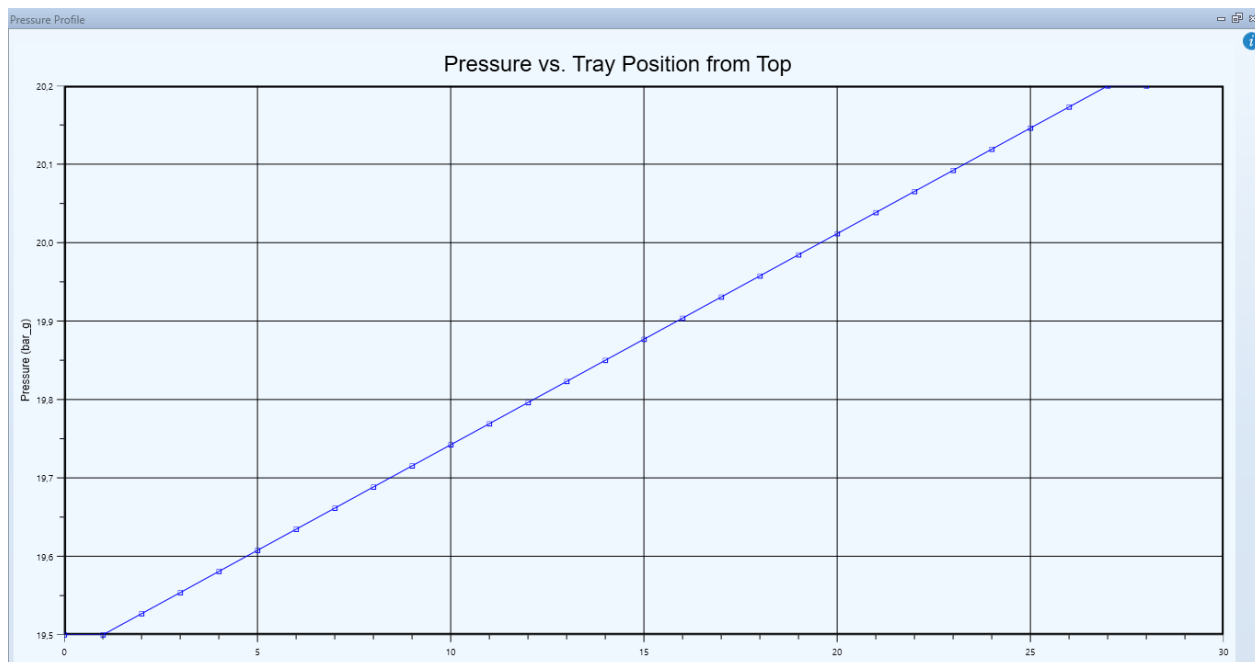


Figure IV.12: la courbe d'évolution de la pression par rapport le nombre des plateaux de la colonne dépropaniseur.

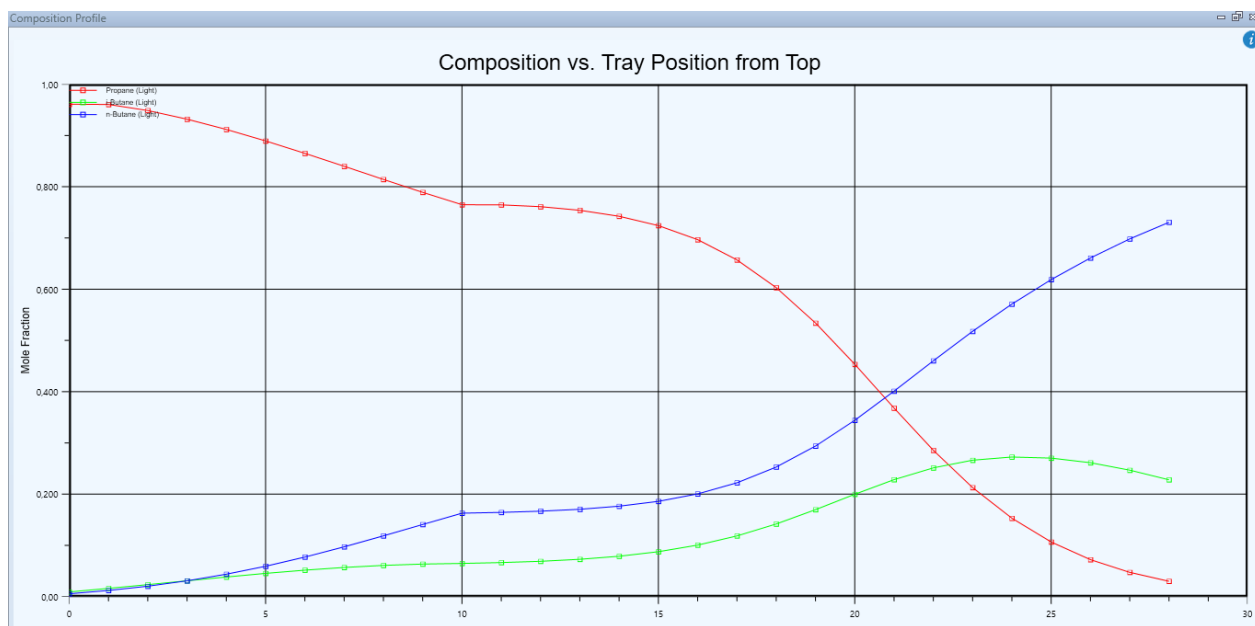


Figure IV.13: la courbe de variation des constituants par rapport le nombre des plateaux de la colonne par logiciel hysys.

- **Courbe de composition**

La figure IV.13 montrent que la fraction molaire du propane au niveau du dernier plateau est d'environ 96 %, indiquant un degré élevé de séparation et confirmant les bonnes performances de la colonne de dépropanisation.

- **Courbe de pression**

La figure IV.12 présente le profil de pression au sein de la colonne de dépropanisation, caractérisé par une diminution progressive de la pression du bas vers le haut.

- **Courbe de température**

La figure IV.11 illustre le profil de température le long de la colonne de dépropanisation. La température diminue progressivement du bas vers le haut de la colonne, passant de 112 °C au niveau du rebouilleur à 56 °C au niveau du condenseur, ce qui favorise la séparation des différents constituants du mélange.

Conclusion générale

Au terme de cette étude, une simulation complète d'un train de production du complexe GPL Z-CINA de Hassi Messaoud a été réalisée à l'aide du logiciel Aspen HYSYS. La comparaison entre les résultats simulés et les données du cas design a montré de faibles écarts, ce qui a permis de valider le modèle développé et de confirmer sa capacité à représenter fidèlement le fonctionnement réel de l'unité.

Sur la base de ce modèle validé, une étude théorique suivie du dimensionnement d'une colonne de dépropanisation a été menée afin d'assurer la séparation du propane et du butane. Les calculs réalisés à l'aide des méthodes classiques de dimensionnement ont été complétés par des simulations sous Aspen HYSYS, permettant ainsi de vérifier les performances de la colonne proposée.

Les résultats obtenus ont mis en évidence une séparation efficace des constituants du GPL, avec des puretés supérieures à 96 % pour le propane et le butane, répondant ainsi aux spécifications industrielles requises. La comparaison entre les résultats théoriques et ceux issus de la simulation a également montré une bonne concordance, confirmant la pertinence des paramètres de conception retenus.

Ainsi, cette étude a permis de démontrer la faisabilité technique de la solution proposée et de mettre en évidence l'intérêt de l'intégration d'une colonne de dépropanisation pour contribuer à l'amélioration de la production de propane et de butane ainsi qu'à une meilleure valorisation du GPL au niveau du complexe GPL Z-CINA. Par conséquent, l'objectif principal fixé au début de ce travail a été atteint.

REFERENCE

- [1] M. MORRELLON, "MANUEL OPERATOIRE (EXTRACTION DES LIQUIDES DES GAZ ASSOCIES HASSI MESSAOUD ET SEPARATION D'HUILE LDHP ZCINA)," Octobre 2013.
- [2] S. Markad, "Taille du marché mondial du gaz de pétrole liquéfié (GPL)," VÉRIFIÉ MARCHÉ RAPPORTS, 2026. [Online]. Available: https://www.verifiedmarketreports.com/fr/product/global-liquefied-petroleum-gas-lpg-market-growth-2019-2024/?utm_source=copilot.com/.
- [3] "How LPG Is Made: Extraction, Refining, and Storage - ScienceInsights," [Online].
- [4] "Tina Djaber Amine, Calcul Technologique et simulation du procédé de distillation, mémoire de master, Université Mohamed Khider de Biskra, 2021 – 2022.," [Online].
- [5] "Mémoire Master calcul des performances d'une nouvelle installation de dépropaniseur au niveau de complexe industriel ZCINA -Hassi Messaoud- Réalisé par: • ANNANE FARES • ZAHZAH SOFIANE," [Online].
- [6] "<https://www.naftal.dz/fr/index.php/produits/particuliers/gpl>," 05 2026. [Online].
- [7] "<https://www.francegazliquides.fr/energie-butane-propane/caracteristiques/specifications-administratives/>," 05 2026. [Online].
- [8] "National Institute of Standards and Technology (NIST). Propane (C_3H_8) — Thermophysical Properties. NIST WebBook, SRD 69. <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C74986>," [Online].
- [9] "Kidnay, A. J., Parrish, W. R., & McCartney, D. G. (2011). Fundamentals of Natural Gas Processing (2^e éd.). CRC Press," [Online].
- [10] "Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques (INERIS). (2012). Fiche de données toxicologiques et environnementales — Propane & Butane. INERIS, France. <https://www.ineris.fr>," [Online].
- [11] "Gary, J. H., Handwerk, G. E., & Kaiser, M. J. (2007). Petroleum Refining: Technology and Economics (5^e éd.). CRC Press.," [Online].
- [12] "Mokhatab, S., Poe, W. A., & Speight, J. G. (2006). Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Gulf Professional Publishing.," [Online].
- [13] "National Institute of Standards and Technology (NIST). n-Butane (C_4H_{10}) — Thermophysical Properties. NIST WebBook, SRD 69. <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C106978>," [Online].
- [14] "European Industrial Gases Association (EIGA). (2019). Liquefied Petroleum Gas (LPG) — Properties, Applications, Safety. EIGA Doc 33/19. <https://www.eiga.eu>," [Online].

- [15] "<https://fr.scribd.com/document/581438437/Expose-Les-Plataeux>," 05 2026. [Online].
- [16] "Cours 4^{ème} année « Operations unitaires I », Mr. Hadjarab, IGCP/10," [Online].
- [17] "Brochure : « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes », INH," [Online].
- [18] "Tina Djaber Amine, Calcul Technologique et simulation du procédé de distillation, mémoire de master, Université Mohamed Khider de Biskra, 2021 – 2022.," [Online].
- [19] "Bernard Grandjean, cour DISTILLATION & EXTRACTION Volume 1,2013," [Online].
- [20] C. M. D. C. 2. II. [Online].
- [21] F. Ernatene, "Transition énergétique : le GPL/C, un levier stratégique pour l'Algérie," *EL MOUDJAHID*, 2025.
- [22] "Algérie : la vignette auto devient obligatoire dès 2026 !," [Online].
- [23] "GPL ou essence : coût, écologie et rentabilité. Comment choisir ?," [Online].
- [24] "Avantages du GPL : Meilleur prix et protection de l'environnement - Economie : EL Moudjahid," [Online].
- [25] "J. P. WAUQUIER Procèdes de séparation, tome II, Edition technip 1998. page : 95-234.".
- [26] A. F. Z. SOFIANE, "Mémoire Master," 2022/2023 .
- [27] "<https://www.butagaz.fr/espace-energies/environnement/transition-energetique/voiture-gpl-ou-essence-comment-choisir>," 05 2026. [Online].

ANNEXE

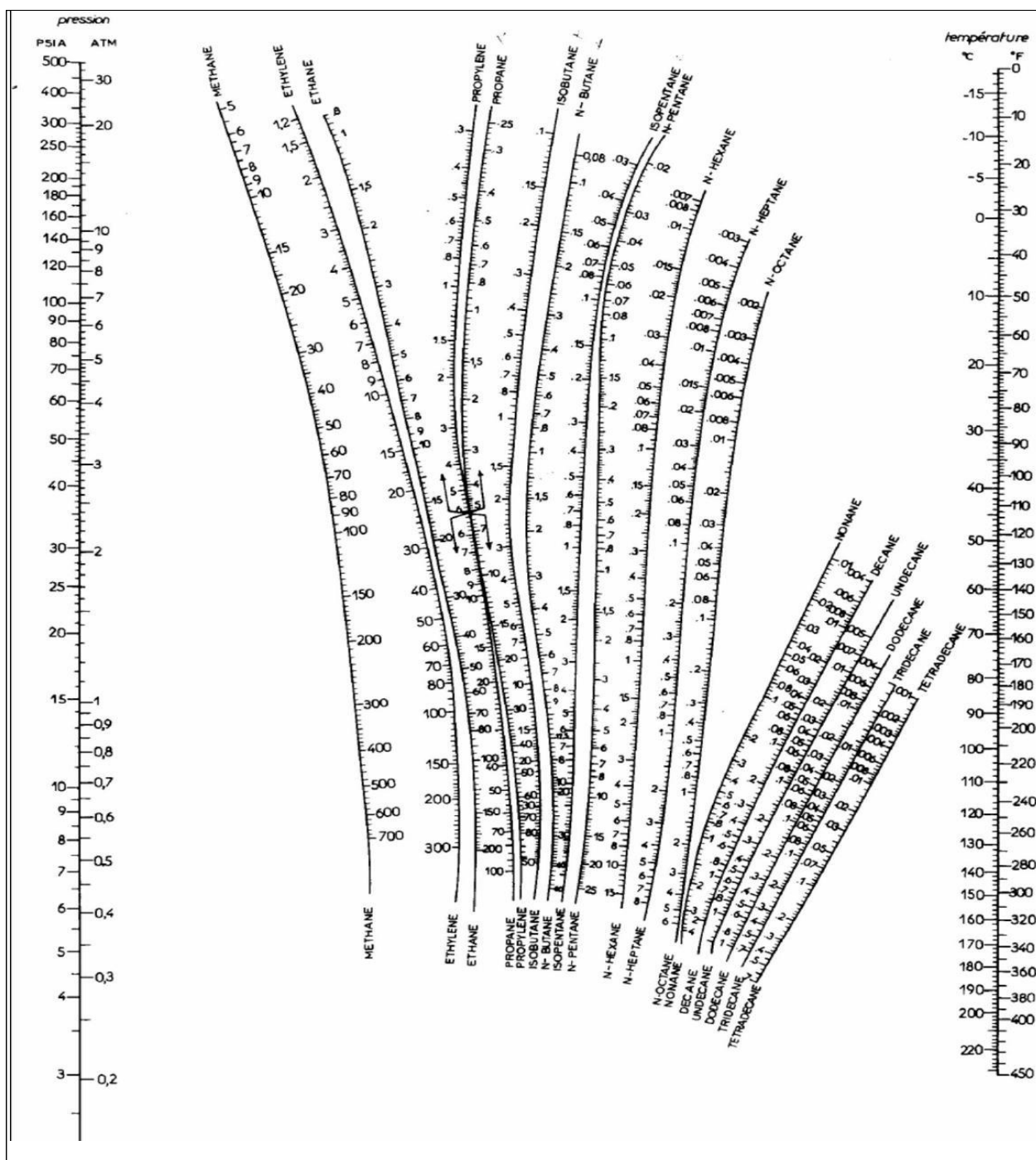


FIGURE : Nomogramme des coefficients d'équilibre (K_i) des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).



FIGURE :Position de la colonne de dépropaniseur

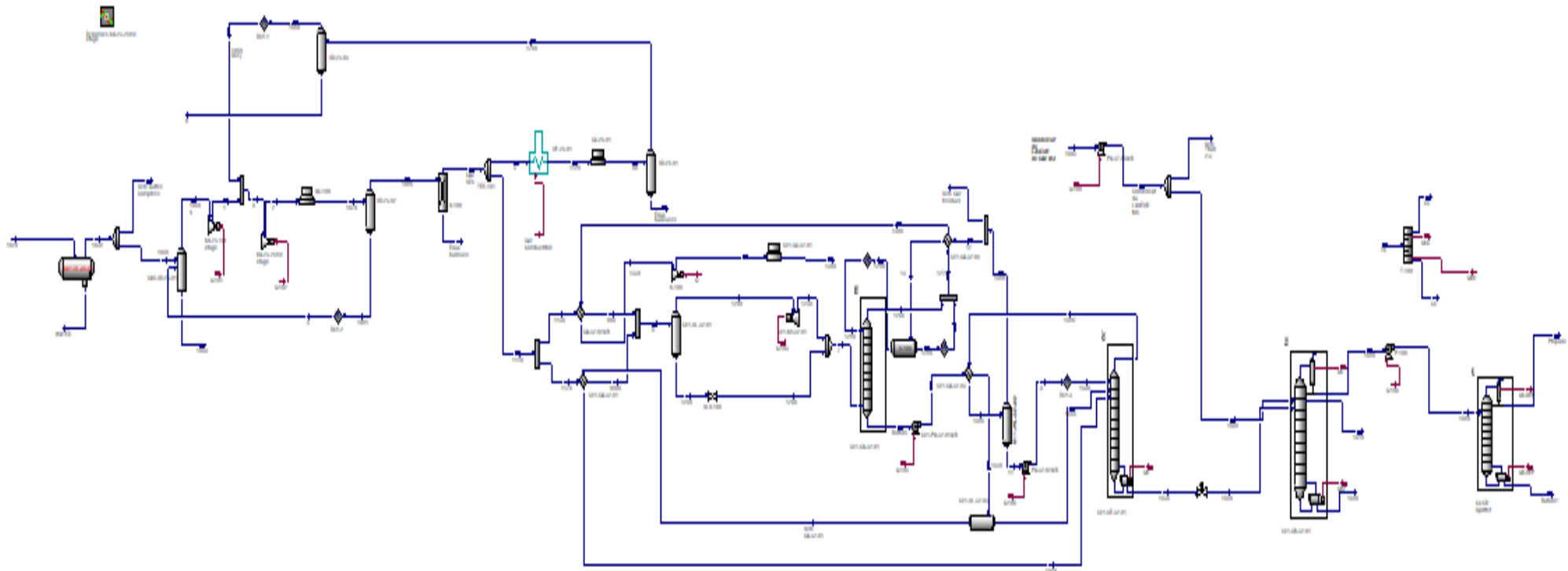


Figure: La simulation complète d'un train du complexe Z-CINA logiciel HYSY.

