

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique
Université d'El Oued
Faculté des sciences et de la Technologie
Département des sciences et de la Technologie



Mémoire En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

Thème

***Simulation et Optimisation des paramètres
d'extraction des liquides des gaz associé de
complexe ZCINA Hassi Messaoud***

Soutenu le: 01/10/2020

Présenté par :

Mekkaoui Brahim

Zakaria Saif EL Hamdani

Abid Oussama

Encadrée par :

Mr. Hariz Bekkar Youcef

Devant le jury

Dr. Ben Seghir Bachir

Mr. Boudouh Issam

Mr. Hariz Bekkar Youcef

Président

Examineur

Encadrée

Université d'Eloued

Université d'Eloued

Université d'Eloued

Promotion : 2019/2020

Remerciements

Louange à Dieu le tout puissant, de nous avoir aidé à réaliser ce modeste projet.

Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à notre promoteur Dr HARIZ BEKKAR YUCEF pour son suivi durant la période de préparation de notre mémoire, son aide et ses conseils qui nous ont été très précieux.

Nous tenons à remercier les membres de jury pour leur présence parmi nous et d'avoir accepté de juger ce travail.

Nous tenons à remercier également tous les enseignants du département Génie des procédés et tous le Personnel de la faculté de technologie

Nous adressons aussi notre remerciements à ceux qui nous ont encouragé et participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Mekkaoui brahim
Zakaria elhamadani
Abid oussama

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à l'âme pure de mes parents priant Dieu d'avoir pitié d'eux

À ma chère épouse et mes enfants, Fares, Sara et Khadîdja.
À toute ma famille mes frères mes sœurs et à tous ceux qui me sont chers

Je voudrais également faire un remerciement spéciale à tous les professeurs qui m'ont aidé pendant ces années d'études, tous les étudiants qui m'ont soutenu et m'ont encouragé à compléter ce parcours académique et tout le personnel administratif de la faculté de Technologie

A tous mes amis sans exceptions et à tous mes camarades dans la spécialité

Brahim

Dédicace

Nous avons commencé avec plus d'une main et nous avons plus souffert d'inquiétudes
et de difficultés, et nous voici aujourd'hui, Dieu merci,, nous plions la fatigue des
nuits et des jours et à la fin nous cueillons le fruit de notre voyage

De Dieu et de sa générosité, j'ai terminé le Master spécialité génie chimique
Je dédie mon mémoire de fin d'études

À l'esprit doux et parfumé de mon père (que Dieu ait pitié de vous) Toi qui m'a fait
briller glorieusement dans les plis de la connaissance
À la splendeur de la vie, source de tendresse et d'amour de l'âme de ma mère bien-
aimée

À mon frère Sami, qui a dessiné tout ce qui est beau pour moi et qui était lié à la
science À mes frères Osama et Ismail
À ceux qui les aiment dans mes veines, et à les mentionner dans mon cœur à mes
chères sœurs

A qui j'ai passé les plus beaux moments. A ceux avec qui j'ai passé les plus beaux
moments
À qui je vais manquer, et j'espère que je leur manque
A ceux que Dieu a fait mes frères en Dieu ... et à quiconque les a aimés en Dieu mes
amis Merci, chacun en son nom et sa description

Au bon pays, le pays d'un million et demi de martyrs, la belle Algérie
Nos journées continueront d'être des succès et vous resterez tous mes bien-aimés

Zakaria

Dédicace

Dédicace En tout premier lieu, je remercie le bon Dieu, tout puissant, de m'avoir donné la santé et la volonté d'entamer et de terminer ce mémoire.

Je dédie ce modeste travail à

Mes chers parents, pour tous leurs sacrifices, leur amour, leur tendresse, leur soutien et leurs prières tout au long de mon parcours universitaire

mes chers frères : Anfel , Taqwa , Akram ,Houssam ,Qais Pour leurs encouragements permanents, et leur soutien moral

Mes remerciements s'adressent également à tous les professeurs qui m'ont accompagné durant mon cursus universitaire à mes chers collègues.

À mes chers amis, et à toute personne ayant contribué de près ou de loin à l'avancement de mon projet.

Merci à vous tous.

Oussama

ABBREVIATION

APG: associated petroleum gas or associated gas

ZCINA : Zone Centre Industriel Naili Abdelhalim.

Gpl : Gaz de Pétrole Liquéfiés (LPG en anglais)

Hysys : hyprotech systems (process-modelling software)

GNL: gas naturel liquefied

Gm³: gigametre cube

NOAA: National Oceanic and Atmospheric Administration

M Tep : mégatonne équivalent pétrole

OPEP : L'Organisation des pays exportateurs de pétrole

TCM: trillion cubic metre

BCM: billion cubic metre

TVR : Tension de vapeur REID

PMCC : Pensky-Martens Closed Cup

ASTM: American Society for Testing and Materials

(cST) : centistokes (viscosité cinématique)

LDHP : Ligne Directe Haute Pression

CIS: centre industriel sud

PIC: Pressure indicator and controller

JT: Joule Thomson

CPF: Central Processing Facility

DCS: distributed control system

On-spec: ON SPECIFICATION

Hors-spec: hors specification

HMD: HASSI MESSAOUD

HEH: HAOUD ELHAMRA

PCV: pressure control valve

BDV: Blowdown Valve

SGS : Système de Gestion de la Sécurité

HVAC: Heating, Ventilation and Air-Conditioning

CCTV: Closed-Circuit TeleVision

RIA: Robinet D'incendie Armé

UniSim: University SIM (Singapore Institute of Management)

TIC: Temperature Indicator and Controller

FIC: Flow Indicator and Controller

LIC: Level Indicator and Controller

TSHH: Temperature Switch High High

TSLL: Temperature Switch Low Low

LSLL: Level Switch Low Low

LCV: Level Controller Valve

SHH: Switch High High

PSHH: Pressure Switch High High

FCV: Flow Controller Valve

PSV: Pressure Safety Valve

DOE: Equations of State

NRTL: Nationally Recognized Testing Laboratory

UNIQUAC: Universal Quasi-Chemical

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : La composition du gaz naturel	4
Figure I.2 : Type de gisement conventionnel	6
Figure I.3 : Type de gisement non-conventionnel	7
Figure I.4 : Les pays qui torchent le plus de gaz (2017).....	10
Figure I.5 : Production de pétrole et torchage de gaz naturel dans le monde	10
Figure I.6 : La production commercialisée de gaz naturel et la répartition par type de réservoir et par région l'année 2013 BCM/an	12
Figure I.7 : La demande primaire de gaz naturel par secteur	13
Figure I.8 : Courbes des tensions de vapeur	17
Figure I.9 : Structure des ventes de produits pétroliers sur le marché national	20
Figure II.1 : Vue générale procédés et utilités de ZCINA	30
Figure II.2. Séparateur d'entrée	33
Figure II.3 : Schéma des collecteurs de puits de LDHP.	34
Figure II.4 : Schéma de l'unité LDHP.....	35
Figure II.5: Unité de compression (G05-23-KA-01).	37
Figure II.6 : Vue générale procédés train n°1	38
Figure II.7: L'unité de déshydratation train n°1	39
Figure II.8: Section de refroidissement de turbo-expandeur.	41
Figure II.9: Section de dééthaniseur	43
Figure II.10: Section de débutaniseur.	45
Figure II.11 : Unité de stockage, export & recyclage du GPL.	46
Figure II.12: Unité de stockage, export & recyclage des condensats.	48
Figure III.1: Système d'huile chaude.....	52
Figure III.2: Section de produits chimiques.....	53
Figure III.3: Système torche froide.....	55
Figure III.4: Système torche chaude	56
Figure III.5: Système torche basse Pression	57
Figure III.6: Unité de gaz combustible	58
Figure III.7: Unité d'air service, instrument et azote.	59
Figure III.8 : Système réseau d'eau incendie	64
Figure IV.1 : Diagramme d'équilibre Liquide-Vapeur binaires du type T vs x (ou y) .	70
Figure IV.2 : Diagramme d'équilibre Liquide-Vapeur binaires du type y vs x.	70
Figure IV.3 : Diagramme d'équilibre Liquide-Vapeur Règle des bras de leviers.....	72
Figure IV.4 : Colonne de distillation	74
Figure IV.5 : La méthode graphique de résolution de Mc Cabe et Thiele.	77
Figure IV.6 : Les différents types de plateaux.....	83
Figure IV.7 : Les différents types de garnissage	84
Figure IV.8 : Les limites du domaine de fonctionnement d'une colonne.....	86
Figure IV.9 : Schéma fonctionnel de régulation température fond de colonne.	88
Figure IV.10 : Schéma fonctionnel de régulation de pression tête de colonne	89
Figure IV.11 : Schéma fonctionnel de régulation de niveau fond de colonne.....	90
Figure IV.12 : Boucle de régulation du débit à l'entrée d'une colonne.....	91

Figure IV.13: Ensemble de régulation des principaux paramètres d'une colonne standard.....	93
Figure V.1: Logigramme pour la modélisation et la simulation d'un processus.....	97
Figure V.2 : Liste des composés du procédé.	103
Figure V.3 : Sélection modèle thermodynamique de Peng-Robinson.....	103
Figure V.4: PFD de la simulation du train	104
Figure V.2 : Paramètres de cas design simulé sortie expander.....	104
Figure V.3 : Composition du charge de cas design simulé sortie expander.	105
Figure V.4 : Interface de la construction d'un PFD de simulation de l'absorbeur.	106
Figure V.5 : Composition de la charge de cas design simulé d'adsorbeur.....	106
Figure V.6 : Interface de la construction d'un PFD de simulation du dééthaniseur. ..	107
Figure V.7 : Composition de la charge de cas design simulé du dééthaniseur.....	108
Figure V.8 : Interface de la construction d'un PFD de simulation du débutaniseur . .	109
Figure V.9 : Composition de la charge de cas design simulé du debutaniseur.....	109

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1 : Quelques exemples de différentes compositions du gaz naturel.	5
Tableau I.2 : Les Propriétés physiques et chimiques de gaz naturel type H.....	8
Tableau I.3: La production primaire commerciale d’hydrocarbures	11
Tableau I.4 : Production nationale de GPL (millions de tonnes).....	19
Tableau I.5 : La Consommation nationale des produits pétroliers	20
Tableau I.6 : La composition chimique de condensat	22
Tableau I.7 : Propriétés physiques et chimiques des condensats.....	22
Tableau II.1: Les données environnementales le site ZCINA	27
Tableau II.2 : Capacité et Flexibilité requises	27
Tableau II.3: Fluides d'alimentation l'usine GPL ZCINA	28
Tableau II.4: Composition du gaz de charge	28
Tableau II.5: Composition du condensat M4.....	29
Tableau II.6: Spécifications des produits en sortie de ZCINA	29
Tableau II.7: Caractéristiques des équipements d'entrée	33
Tableau II.8: Capacité et Flexibilité requises.	35
Tableau II.9: Conditions flux entrant aux points de raccordement.....	35
Tableau II.10 : Composition des fluides d'alimentation LDHP	36
Tableau II.11 : Caractéristiques des équipements de l'unité de compression.	38
Tableau II.12: Caractéristiques des équipements section déshydratation gaz de charg	40
Tableau II.13 : Caractéristiques des équipements de refroidissement gaz de charge..	42
Tableau II.14 : Caractéristiques des équipements section dééthaniseur	44
Tableau II.15 : Caractéristiques des équipements section de débutaniseur	45
Tableau III.1: L'implantation des détecteurs de gaz et de flammes.....	62
Tableau IV.1 : Les Fluides caloporteur du condenseur	85
Tableau IV.2 : Les Fluides caloporteur du rebouilleur.	85
Tableau IV.3 : Type de condenseur vs Pression de bulle/rosée du distillat.....	87
Tableau V.1 : Paramètres et composition du gaz de charge (sec) Train 1.....	101
Tableau V.2 : Equipements de la simulation.	102
Tableau V.3 : Comparaison entre cas design et cas design simulé sortie expander. ..	105
Tableau V.4 : Comparaison entre cas design et cas design simulé du l'absorbeur.	107
Tableau V.5 : Comparaison entre cas design et cas design simulé du dééthaniseur. .	108
Tableau V.6 : Comparaison entre cas design et cas design simulé du débutaniseur. .	110
Tableau V.7 : Les composants clés des colonnes	111
Tableau V.8 : Paramètre et composition de cas design	111
Tableau V.9 : Résultats de paramètres et composition d'essais d'optimisation.	112
Tableau V.10 : Résultats de cas optimisé avec l'influence de taux de reflux.	113
Tableau V.11 : Résumé des nouveaux paramètres et compositions du cas optimisé. .	113
Tableau V.12: Tableau comparatif entre le cas design et le cas design optimisé.....	114
Tableau V.13 : Paramètres optimisés de fonctionnement des procédés ZCINA.....	114

SOMMAIRE

SOMMAIRE

REMERCIEMENTS

DEDICACE

ABBREVIATION i

LISTE DES FIGURES ii

LISTE DES TABLEAUX iii

SOMMAIRE iv

Introduction 1

Chapitre I : Generalites sur le gaz naturel le GPL et le condensat

I. Généralités sur le gaz, le GPL et le condensât..... 4

I.1 Généralités sur le gaz naturel 4

I.1.2 La composition chimique du gaz naturel 5

I.1.3 Types de gaz naturel 5

I.1.4 Techniques de traitement de gaz..... 7

I.1.5 Le torchage du gaz 9

I.1.6 Le gaz naturel en Algérie 11

I.1.7 Le gaz naturel dans le monde..... 11

I.1.8 Domaine d'utilisation le gaz naturel..... 12

I.1.9 Les technologies de transport du gaz naturel..... 13

I.1.10 La distribution du gaz naturel 14

I.2 Généralités sur les GPL 14

I.2.1 Historique..... 14

I.2.2 Définition 14

I.2.3 Origine des GPL..... 15

I.2.4 Composition chimique 15

I.2.5 Caractéristiques générales des GPL..... 15

I.2.6 Utilisation du GPL 18

I.2.7 Avantages de GPL 19

I.2.8 Production nationale de GPL 19

I.2.9 Distribution et vente de produits pétroliers sur le marché national.....	19
I.2.10 Consommation nationale des produits pétroliers.....	20
I.3 Généralités sur le condensat.....	21
I.3.1 Définition	21
I.3.2 Les sources de condensat	21
I.3.3 Composition chimique de condensat	22
I.3.4 Propriétés physiques et chimiques	22
I.3.5 Identification de danger	23
I.3.6 Domaines d'utilisation du condensat.....	23
I.4 Conclusion	23

Chapitre II : Présentation et Description de L'unité de Traitement ZCINA

II. Présentation et description du complexe Zcina ,Hassi Messaoud.....	26
II.1 Présentation du complexe.....	26
II.1.1 Introduction.....	26
II.1.2 Situation géographique	26
II.1.3 Données environnementales	27
II.2 Description du complexe GPL ZCINA	27
II.3 Description de fonctionnement des unités de procédés.....	32
II.3.1 Unité 27 : Canalisation de gaz de charge depuis CINA	32
II.3.2 Unité 20 : Séparateur d'entrée.....	32
II.3.3 Unité 18 : Système de collecte des hydrocarbures	33
II.3.4 Unité 20 : Système de séparation triphasique et d'expédition du gaz	34
II.3.5 Unité 23 : compression du gaz de charge.....	36
II.3.6 Unité 24 : déshydratation du gaz de charge.....	38
II.3.7 Unité 32 : refroidissement du gaz de charge	40
II.3.8 Unité 32 : section de dééthanisation.....	42
II.3.9 Unité 32 : section de récupération de GPL.....	44
II.3.10 Unité 33 : stockage, export & recyclage du GPL.....	45
II.3.11 Unité 35 : stockage, export & recyclage des condensats	47
II.3.12 Pipelines d'export	48

II.4 Conclusion	49
-----------------------	----

Chapitre III : Utilite et securite

III. Utilité et Sécurité.....	51
III.1 Description de fonctionnement des systèmes utilités	51
III.1.1 Unité 41 : système d'huile chaude	51
III.1.2 Unité 42 : Injection de produits chimiques	53
III.1.3 Unités 43 : les torches	54
III.1.4 Système gaz combustible (Unité 45).....	57
III.1.5 Système d'air service et instrument (Unité 63)	58
III.1.6 Système d'azote (Unité 64).....	59
III.2 Description de fonctionnement des systèmes Sécurité	60
III.2.1 Système feu & gaz.....	60
III.2.2 Systèmes de lutte contre l'incendie	63
III.3 Conclusion.....	65

Chapitre IV: Distillation-rectification

IV Distillation-rectification	67
IV.1 Introduction	67
IV.2 Principe de rectification	67
IV.3 Notions sur la distillation	68
IV.4 Distillation des mélanges binaires Méthode de Mac Cabe et Thiele.....	73
IV.5 Distillation de mélanges multi composants : méthode abrégée de résolution	77
IV.6 Principe de fonctionnement d'une colonne de distillation.....	81
IV.7 Les différents types de colonnes à distiller	81
IV.7.1 Les colonne à plateau	82
IV.7.2 Les colonnes à garnissage	83
IV.8 Les équipements auxiliaires d'une colonne de distillation.....	84
IV.8.1 Le condenseur	84
IV.8.2 Le rebouilleur	84
IV.8.3 Le filtre.....	85

IV.8.4 Les Analyseurs	85
IV.9 Critères hydrodynamiques de fonctionnement d'une colonne.	86
IV.10 Choix de la pression d'opération d'une colonne.....	87
IV.11 Boucles de régulation des paramètres d'une colonne.....	87
IV.12: Sécurités de procédés d'une colonne de distillation	91
IV.13 Conclusion.....	93

Chapitre V : Simulation et Optimisation

V. Simulation et optimisation.....	96
V.1: Généralité sur la simulation.....	96
V.1.1 Introduction :	96
V.1.2 Définition.....	96
V.1.3 Modèle et simulation	97
V.1.4 Types de simulation et autres concepts	98
V.1.5 Méthodes de simulation.....	98
V.1.6 La simulateur Aspen Hysys.....	99
V.2 Simulation.....	101
V.2.1 Données de départs.....	101
V.2.2 Simulation et Vérification les paramètres du cas design	102
V.5.3 Optimisation des paramètres de fonctionnement	110
V.6 Conclusion.....	114
Conclusion Générale	115
LES REFERENCES.....	116
ANNEXE.....	119
RESUME	

INTRODUCTION

Introduction

Les branches de l'industrie sont nombreuses, et parmi elles, celle de l'industrie d'hydrocarbures dont la matière de base est le pétrole ainsi que le gaz, ces derniers sont les plus répandus et seuls capables de satisfaire l'accroissement des besoins en énergie.

Durant la dernière vingtaine d'années, une nouvelle énergie a réussi à se frayer un chemin à côté du pétrole et du gaz naturel ; il s'agit des gaz associés au pétrole (APG) sont également appelés gaz de torchère.

Ce produit est considéré comme une importante source d'énergie qui contribue à la satisfaction des besoins énergétiques mondiaux.

Les APG peuvent être convertis en énergie à haut rendement en utilisant les moteurs à gaz. Cette énergie peut être utilisée pour l'alimentation en électricité, en chauffage et en froid de tout site existant (ou à créer) en supprimant le coût d'approvisionnement en diesel dans les zones isolées et/ou éloignées. L'utilisation des APG en tant que carburant pour un générateur est un excellent moyen de réduire les émissions de dioxyde de carbone (CO₂) provenant de la consommation de carburant diesel et de l'utilisation massive de torchères.

Dans ce cadre, l'Algérie par la société nationale SONATRACH a investi dans un projet d'implantation d'une usine de traitement de gaz associé au pétrole (APG) au niveau du complexe ZCINA à Hassi Messaoud traitant le gaz, autrefois torché ou réinjecté produisant gaz de vente ou résidu (C1C2), GPL et condensat comme liquides récupérés pour objectif la valorisation du brut algérien en produisant des produits à valeur ajoutée importante et qui ont un impact direct et indirect sur l'évolution économique et la commercialisation des hydrocarbures de la société algérienne.

L'obtention de produits pétroliers répondant à des spécifications données nécessite la bonne gestion industrielle de l'énergie et l'amélioration des différentes procédées de séparation qui doivent être purifiées, où subir à diverses transformations.

De telles opérations occupent donc une place essentielle dans tous les schémas de fabrication des produits, la rectification en particulier, est parmi les opérations les plus utilisées dans l'industrie, qui a d'ailleurs été développée en 1813, en France par

Cellier-Blumenthal ; opération pouvant être réalisée par des mises en contact d'un liquide et d'une vapeur en continu, en discontinu, à contre-courant, etc.

Cette technique nécessite la connaissance précise des propriétés d'équilibre des mélanges sur de larges gammes de température, de pressions et de compositions, ces équilibres entre les phases peuvent être mesurés par différentes méthodes, représentant les modèles thermodynamiques qui ont connu un développement progressif depuis leur apparition par la simulation et l'optimisation de différents procédés .

Dans le cadre de notre projet de fin de cycle Master, il nous avons proposé d'optimiser les paramètres de fonctionnement les colonnes de distillation (l'absorbeur, le déethaniseur et le débutaniseur) pour but est d'augmenter la quantité en propane dans le GPL, cela sans affecter les spécifications technico-commerciales requises pour le GPL et le gaz de vente. Pour ce faire, nous avons procédé par une simulation du cas design de l'unité et du cas actuel, à l'aide du simulateur HYSYS, puis une optimisation, des paramètres de marche, dans le but d'améliorer la qualité et la quantité des produits, tout en satisfaisant les normes commerciales exigées.

Ce mémoire est structuré en 5 chapitres

Chapitre I : généralités sur le gaz naturel, gaz associé, le GPL et le condensat.

Chapitre II : présentation et description le complexe ZCINA. Hassi Messaoud

Chapitre III : système utilités et sécurité du complexe ZCINA

Chapitre IV : théorique de distillation-rectification

Chapitre V : simulation, et optimisation le cas design pour atteindre l'objectif qu'on s'est fixé.

CHAPITRE I

Généralités sur le gaz naturel le GPL et le condensat

I. Généralités sur le gaz, le GPL et le condensat

I.1 Généralités sur le gaz naturel

I.1.1 Introduction

De nombreuses notions permettent de caractériser le gaz naturel : C'est un combustible fossile présent naturellement sous forme gazeuse dans les roches poreuses du sous-sol. Le gaz naturel est composé de molécule d'hydrocarbure et d'autre composés contaminants (figure I.1), Utilisé comme source d'énergie.

Il est généré à partir de la sédimentation sous pression de matière organique vieille de plusieurs millions d'années. Le plus souvent, enfouie dans le sous-sol et sous l'effet de la pression et de la température, la matière organique se transforme d'abord en kérogène. Lorsque la température augmente (entre 50 et 120°C), le kérogène se décompose. Appelée pyrolyse, cette décomposition thermique expulse deux hydrocarbures, le gaz naturel et le pétrole qui constituent, dans une roche imperméable, un gisement. Entre 1,5 et 3 km de profondeur, le gaz et le pétrole sont présents dans les mêmes gisements.

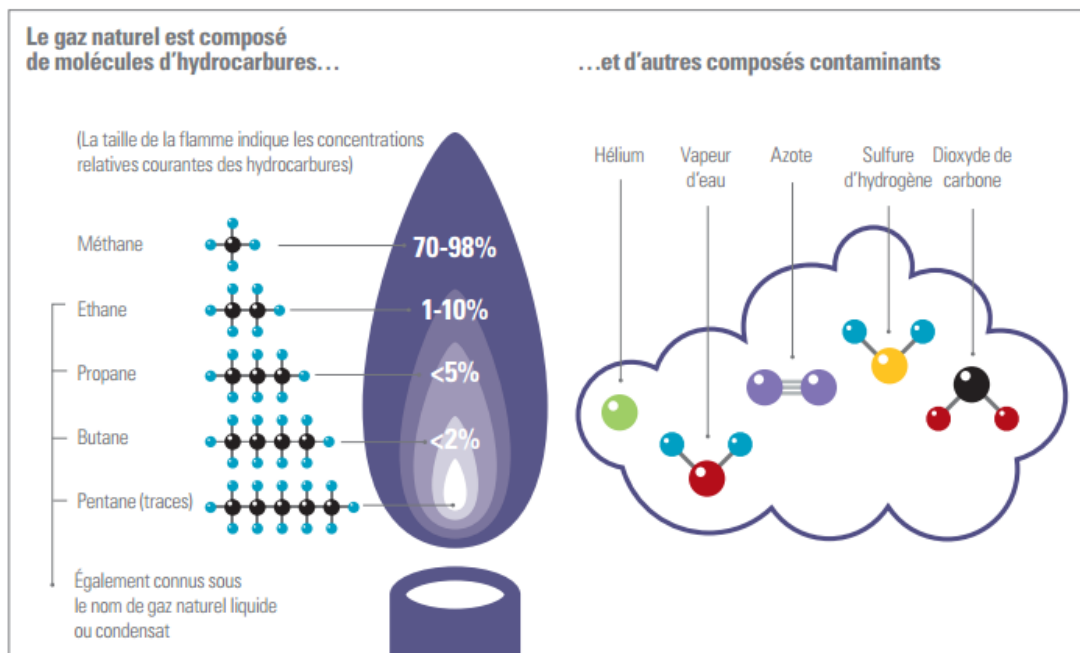


Figure I.1 : La composition du gaz naturel [1]

Bien que le gaz naturel soit apparu plus tard que les autres sources d'énergie fossile, il joue un rôle de plus en plus important dans le système énergétique mondial, à la fois abondante, polyvalente et relativement peu émettrice de dioxyde de carbone (CO₂), en raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. la part du gaz naturel dans le mix énergétique n'a cessé de progresser. En 1900, le gaz naturel représente 1% de la consommation mondiale d'énergie, Aujourd'hui le gaz naturel satisfait environ 24% des besoins énergétiques mondiaux, après le pétrole et le charbon.

I.1.2 La composition chimique du gaz naturel

La composition du gaz naturel peut varier fortement d'un gisement à l'autre, il ne se limite pas au méthane, c'est un mélange d'hydrocarbures gazeux, comprenant du méthane (CH_4), mais aussi de l'éthane (C_2H_6), du propane (C_3H_8), du butane (C_4H_{10}) et du pentane (C_5H_{12}) sont connus sous le nom de gaz naturel liquide ou condensat et d'impuretés telles que le dioxyde de carbone (CO_2), le sulfure d'hydrogène (H_2S), l'eau (H_2O) et l'azote (N_2). Le tableau I.1 apparaît la différence dans la composition entre divers gisements du gaz naturel [2].

Tableau I.1 : Quelques exemples de différentes compositions du gaz naturel [2].

Composition (% volume)	Lacq	Parentis	Groningue	San salvo Cupello	Frigg	Hassi R'mel
N_2	1.50	-	0.01	21.62	0.40	5.84
He	-	-	-	-	-	0.19
H_2S	15.30	-	-	0.06	-	-
CO_2	9.30	-	0.89	8.40	0.30	0.21
C_1	69.00	73.60	81.30	60.18	95.59	83.72
C_2	3.00	10.20	2.85	5.49	3.60	6.76
C_3	0.90	7.60	0.37	2.78	0.04	2.09
C_4	0.50	5.00	0.14	0.94	0.01	0.82
C_5	0.20	1.70	0.04	0.33	-	0.22
C_{6+}	0.30	1.90	0.05	0.20	0.06	0.15

La composition chimique d'un gaz est utilisée pour l'étude de vaporisation, et elle sert aussi à calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de son exploitation. Elle est déterminée par méthode chromatographique en phase gazeuse.

I.1.3 Types de gaz naturel

Le gaz naturel existe sous plusieurs formes, se distinguant par leur origine, leur composition, selon la profondeur, et le type de réservoirs dans lesquels ils se trouvent. On distingue le gaz naturel en deux groupes principaux, le gaz conventionnel et le gaz non-conventionnel.

I.1.3.1 Le gaz conventionnel

Le gaz naturel conventionnel se trouve dans un réservoir, couche poreuse ou fracturée suffisamment perméable pour permettre sa circulation (figure I.2). Il peut comporter des impuretés. Elles sont extraites par les installations de traitement situées près des lieux de production, si bien que le gaz acheminé vers les points de consommation est parfaitement propre. La proportion d'hydrocarbures plus lourds que le méthane détermine les différents types de gaz naturel conventionnel.

I.1.3.1.1 Gaz non- associé

Le gaz non associé est présent dans les gisements de pétrole mais il n'est pas mélangé à ce dernier. Son processus de formation est similaire à celui du pétrole C'est la forme la plus exploitée de gaz naturel. Il contient de plus en plus d'hydrocarbures condensables selon qu'il est « sec », « humide » ou « à condensats ». C'est principalement ce gaz conventionnel non associé qui alimente le marché international du gaz naturel et ses réseaux de transport par gazoducs et méthaniers (sous forme de GNL à -160°).

- ✓ **Gaz sec** : Ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures lourds.
- ✓ **Gaz humide** : Formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane.
- ✓ **Gaz à condensât** : Formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production, la phase condensée est riche en constituants lourds.

I.1.3.1.2 Gaz associé (APG)

Il s'agit de gaz présent en solution dans le pétrole. Il est séparé lors de l'extraction de ce dernier. Pendant longtemps, il a été considéré comme inutile et détruit en torchère ce qui constitue un gaspillage de ressources énergétiques non renouvelables et une pollution inutile. Aujourd'hui, il est soit réinjecté dans le gisement (contribuant à y maintenir la pression et à maximiser l'extraction du pétrole), soit valorisé en tant que gaz (gazeux ou GNL).

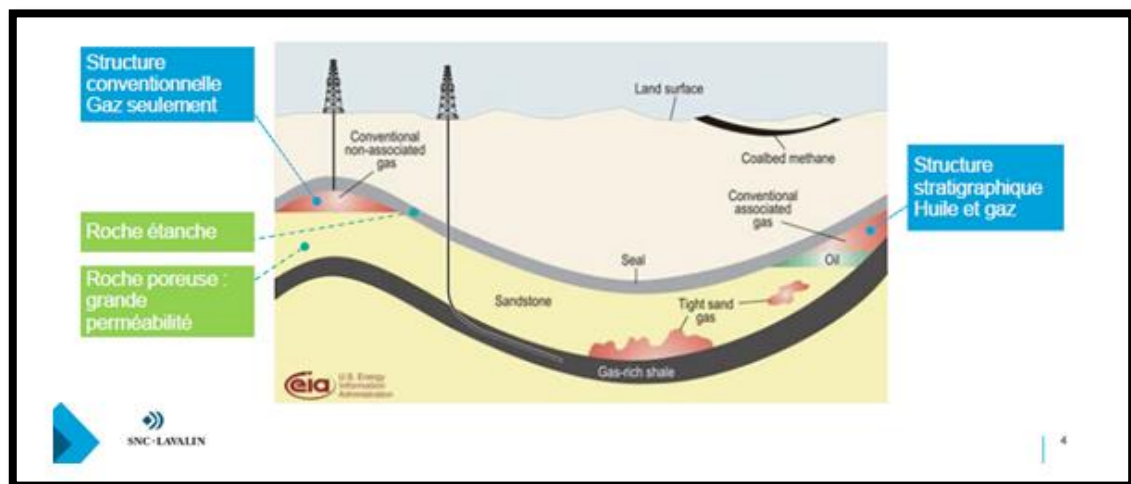


Figure I.2 : Type de gisement conventionnel [3]

I.1.3.2 Le gaz non-conventionnel

Les gaz non-conventionnels sont des ressources de gaz piégées dans des roches argileuses profondes et peu perméables ou dans des gisements de charbon et difficiles d'accès (figure I.3). Ces gaz non-conventionnels sont à distinguer des gaz conventionnels, qui sont eux piégés en forte densité dans les réservoirs naturels

classiques. Ils représentent d'importantes réserves souterraines dont l'exploitation demeure complexe et coûteuse.

Les gaz non-conventionnels connaissent toutefois un très fort développement de nature à bouleverser les équilibres du marché mondial de l'énergie. Les gaz non-conventionnels comprennent le gaz de charbon, le gaz de sables colmatés, le gaz contenu dans des gisements d'hydrates et le gaz de schistes.

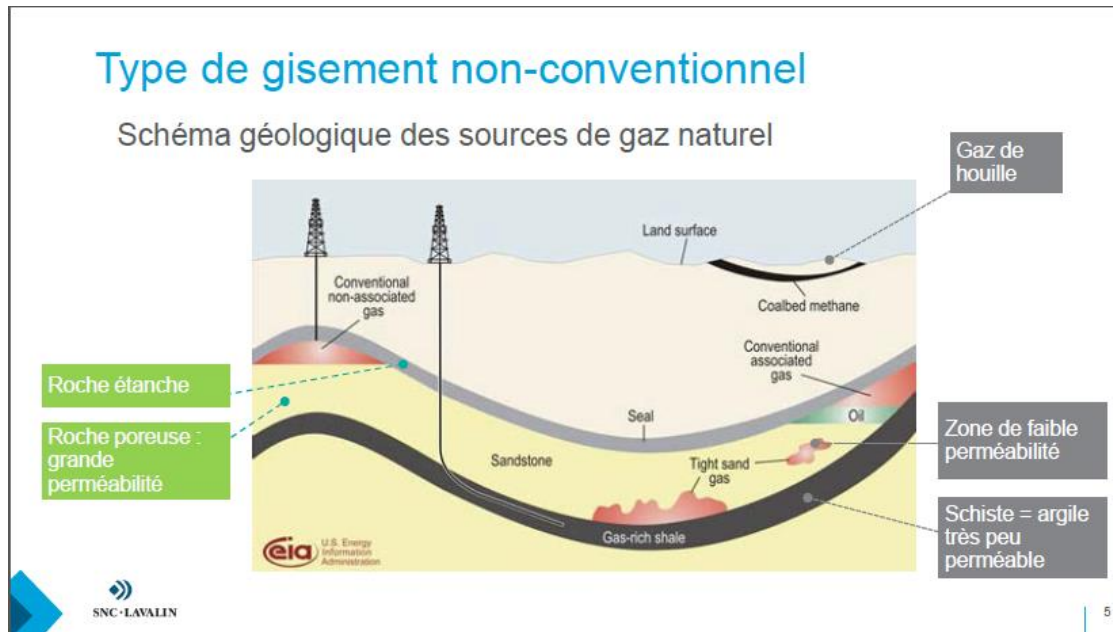


Figure I.3 : Type de gisement non-conventionnel [3]

I.1.4 Techniques de traitement de gaz

I.1.4.1 L'objectif de traitement du gaz

Ce traitement a pour but d'amener le gaz à des spécifications commerciales de transports ou réglementaires bien définis.

Les procédés de traitement du gaz sont multiples, et le choix de l'une d'elles est basé sur les critères suivants :

- ✓ Qualité de l'effluent brut.
- ✓ Taux de récupération des hydrocarbures lourds visé.
- ✓ Spécifications des puits.
- ✓ Coût global des investissements.

I.1.4.2 Les procédés de traitement du gaz

Quel que soit le gisement, Le traitement de gaz naturel consiste à séparer totalement ou partiellement les constituants présents à la sortie du puits, tels que l'eau, les gaz acides, les hydrocarbures lourds et les contaminants, afin d'assurer des opérations sûres et propres.

Les principaux traitements qui sont effectués sur le gaz naturel brut se résument à :

- ✓ la séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent des puits, fractions liquides d'hydrocarbures, le condensât et l'eau libre.

- ✓ Décarbonatation : élimination le CO_2 : corrosif et de valeur thermique nulle
- ✓ Désulfuration : élimination H_2S : toxique et corrosif
- ✓ Déshydratation : élimination le H_2O : conduisant à la formation des hydrates
- ✓ Démercuration : élimination Hg : corrosif dans certains cas

I.1.4.3. Caractéristiques du gaz naturel commercial

Le gaz naturel en tant que source d'énergie est l'une des matières premières qui ont permis la diffusion du progrès économique et social. A son stade d'exploitation, il doit être caractérisé par certaines propriétés :

I.1.4.3.1 Composés principaux

Le gaz naturel de type H est gazeux et composé essentiellement de méthane (teneur en CH_4 supérieur à 80%) [4].

Les principaux composants sont les suivants :

Méthane	> 80 %
Ethane	< 15 %
Propane	< 5 %
Azote	< 5 %
Dioxyde de carbone	< 3 %

Le gaz naturel contient des traces d'élément soufrés, soit présents naturellement et si besoin limités par traitement du gaz soit au contraire volontairement rajoutés, ce qui lui donne une odeur caractéristique.

I.1.4.3.2 Les propriétés physiques et chimiques

Le gaz naturel de type H, distribué par conduites de gaz, est fourni au client à l'état gazeux. Il est caractérisé par les propriétés physiques et chimiques qui sont illustrés dans le tableau I.2.

Tableau I.2 : Les Propriétés physiques et chimiques de gaz naturel type H [4]

Propriété	Valeur
Poids moléculaire	16,5 à 18,5 g/mole
Point d'ébullition	-161 °C à pression atmosphérique (valeur méthane)
Température d'auto-inflammation	595 °C (valeur méthane)
Masse volumique	De 0,7 à 0,85 kg/m ³ (n) (plus léger que l'air)
Densité relative, gaz (air = 1)	0,55 à 0,65 (gaz plus léger que l'air)
Solubilité dans l'eau (mg/l)	3,5 ml/100 ml d'eau à 17 °Celsius
Point de rosée eau	<-5° Celsius à la pression d'exploitation
Aspect/couleur	Gaz incolore
Odeur	Odeur caractéristique
Pouvoir calorifique supérieur (PCS)	Compris entre 10,7 et 12,8 kWh/m ³ (n)
Domaine d'inflammabilité	Proportion de gaz naturel entre 5 et 15 % d'un volume d'air

I.1.4.3.3 Identification des dangers :

Les principaux dangers du gaz naturel sont les suivants :

- ✓ Inflammation
- ✓ Explosion du mélange air/gaz
- ✓ Anoxie
- ✓ Intoxication en cas de combustion incomplète

I.1.5 Le torchage du gaz

Le « torchage » consiste généralement à brûler via des torchères du gaz naturel remonté à la surface lors de l'extraction de pétrole. Cette opération est principalement effectuée en l'absence d'infrastructures de traitement et de transport permettant de commercialiser ce gaz dit « associé ». Le gaz est parfois aussi rejeté dans l'atmosphère sans être brûlé. C'est la pire des solutions car on remet directement dans l'atmosphère du méthane, gaz à effet de serre au potentiel de réchauffement 30 fois supérieur à celui du CO₂ produit par le torchage (aux côtés d'hydrocarbures volatils).

Cette pratique constitue une problématique environnementale sensible : elle engendrerait au niveau mondial l'émission de près de 350 millions de tonnes de CO₂ par an, soit l'équivalent des émissions annuelles d'environ 75 millions de voitures.

À l'échelle de la planète, les volumes de gaz naturel « torchés » ont atteint 140,6 milliards de m³ (Gm³) en 2017, soit davantage que les consommations gazières cumulées de l'Allemagne et de la France l'an dernier. C'est toutefois 4,7% de moins qu'en 2016, alors que les volumes de gaz torché n'avaient pas cessé d'augmenter depuis 2010 selon le Global Gas Flaring Reduction Partnership (GGFR), organisation sous l'égide de la Banque mondiale qui réunit gouvernements, groupes pétroliers et institutions luttant contre cette pratique.

La Russie, l'Irak et l'Iran restent de loin les principaux pays ayant torché du gaz naturel en 2017 (figure I.4), comptant à eux trois pour 39% du total mondial. La France aurait pour sa part torché 13 Gm³ de gaz en 2017 selon la Banque mondiale. Signalons également que le torchage de gaz naturel a significativement baissé en 2017 au Venezuela et au Mexique, en raison de la baisse de production de pétrole dans ces pays [5].

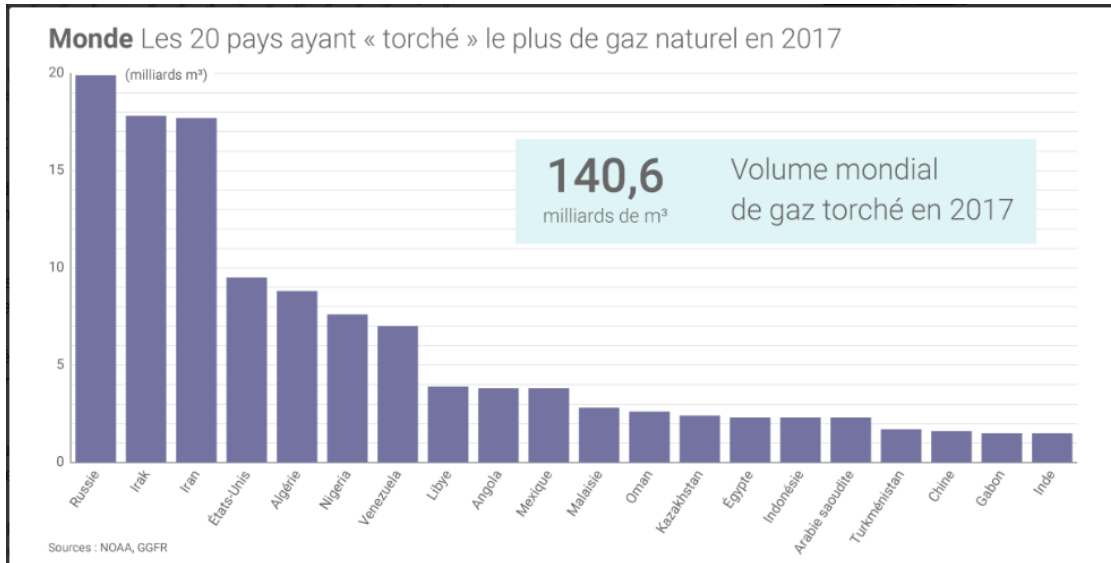


Figure I.4 : Les pays qui torchent le plus de gaz (2017) [5]

La plupart des pays ont rapidement réagi contre un tel gaspillage d'énergie en interdisant de brûler ainsi le gaz à l'air libre.

Sur ce, la consommation du gaz a connu un accroissement rapide, la NOAA indique que les quantités brûlées sont diminuées, ce résultat (figure I.5) signifie une amélioration relative sensible, déjà que la production a crû d'environ 50%.

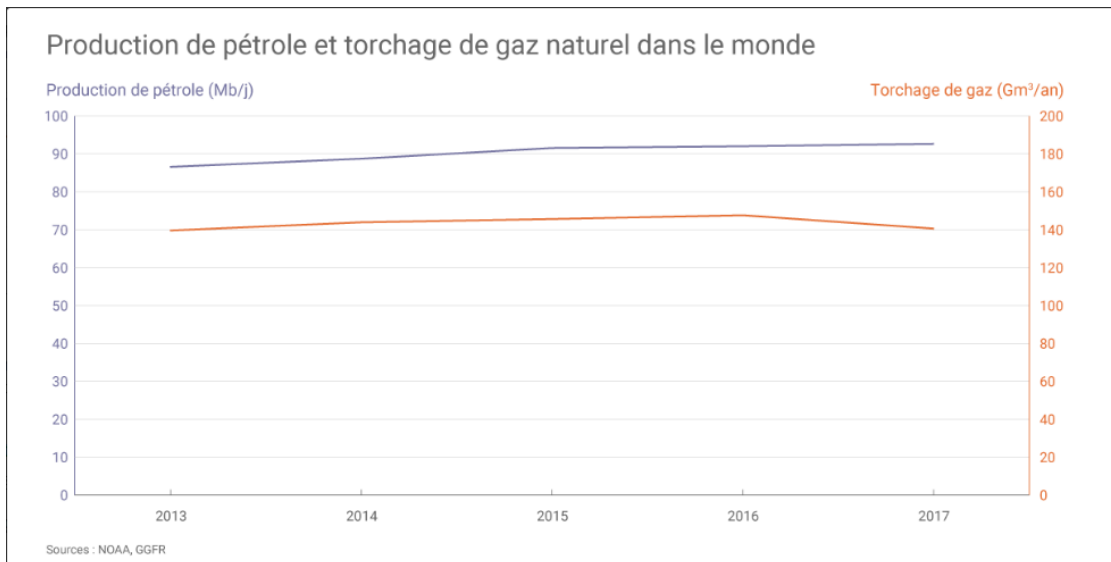


Figure I.5 : Production de pétrole et torchage de gaz naturel dans le monde [5]

I.1.6 Le gaz naturel en Algérie

La production primaire commerciale d'hydrocarbures a été de 165,7 millions de Tonne équivalent Pétrole (M Tep) en 2017, soit pratiquement le même niveau enregistré en 2016, comme détaillé dans le tableau I.3 :

Tableau I.3 : La production primaire commerciale d'hydrocarbures [6]

Produit	Unités	2016	2017	Evolution	
				Quantité	%
Pétrole brut	Million de tonnes	50.9	49.5	-1.5	-2.9
Gaz naturel	Milliard de m ³	95.0	96.6	+1.6	+1.7
Condensat	Million de tonnes	9.21	9.2	-0.01	-0.1
GPL aux champs	Million de tonnes	8.26	8.0	-0.26	-3.14
Total	Million de Tep	166.1	165.7	-0.4	-0.24

En effet, la hausse de la production de gaz naturel a compensé la baisse des produits liquides, notamment celle de pétrole brut suite à l'application de l'accord de l'OPEP de réduction de la production.

I.1.7 Le gaz naturel dans le monde

Les réserves mondiales de gaz varient selon les sources et les référentiels utilisés, mais représenteraient en moyenne environ 200 billions de mètre cubes (TCM) et la montant des ressources techniquement récupérable environ 855 TCM. En prenant comme base la consommation de gaz de 2013 de 3.5 TCM, les réserves de gaz auraient donc une durée de vie supérieure d'environ 58 ans .les ressources techniquement récupérable quant à elles, auraient une durée de vie supérieure à 200 ans.

Selon l'organisation des pays exportateurs de pétrole, la production de gaz naturel a atteint 3.5 TCM en 2013, alimenté principalement par l'Amérique de nord, la Russie et le Moyen-Orient [1]

La figure I.6 présente la production commercialisée de gaz naturel et la répartition par type de réservoir et par région l'année 2013 BCM/an

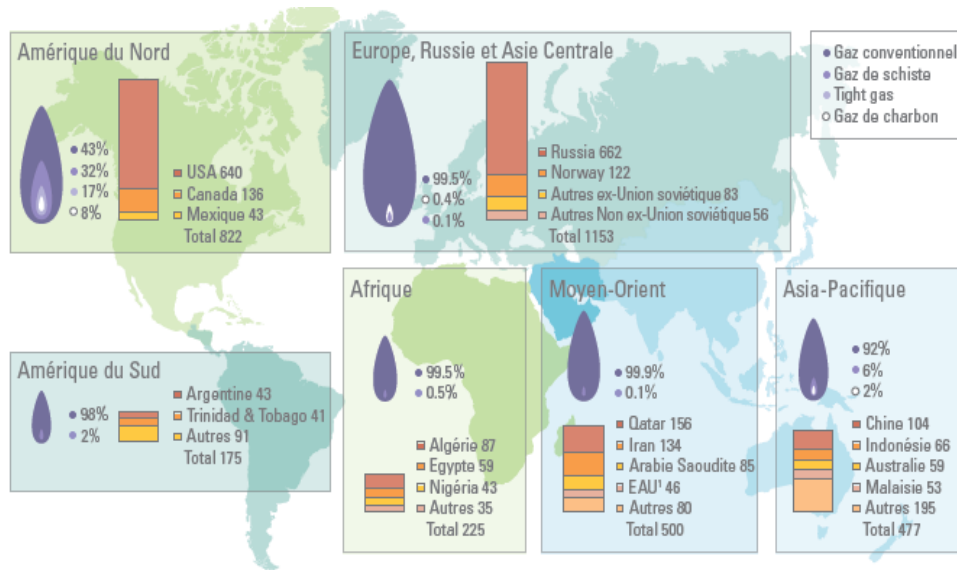


Figure I.6 : La production commercialisée de gaz naturel et la répartition par type de réservoir et par région l'année 2013 BCM/an [1]

I.1.8 Domaine d'utilisation le gaz naturel

Le gaz naturel est une source d'énergie polyvalente ,c'est une source d'énergie qui peut être utilisée sous la forme de combustion gazeuse, mais également sous des formes non gazeuses notamment sous la forme d'électricité ; une fois convertie par une turbine à gaz , ou encore sous forme liquide après liquéfaction dans une usine GNL.

Le gaz naturel occupe une place de plus en plus importante dans le mix énergétique mondial, qui représente plus de 20 % du mix énergétique primaire mondial,

Le gaz naturel est utilisé pour :

- ✓ la production d'électricité,
- ✓ les applications industrielles,
- ✓ les besoins thermiques des bâtiments
- ✓ les transports.

Bien que le gaz ait été historiquement produit à partir de gisements conventionnels, son extraction par des procédés non-conventionnels représente aujourd'hui une part importante de sa production ,notamment en Amérique du nord .face à l'augmentation de la demande mondiale de gaz naturel(figure I.7) , les échanges internationaux de gaz se sont multipliés et ont été accompagnés par de nombreux investissements dans les infrastructures et technologies de transport .la demande mondiale de gaz naturel devrait croître ,tirée notamment par le secteur électrique où le gaz naturel peut remplacer le charbon et faciliter l'intégration des énergies renouvelables intermittentes.

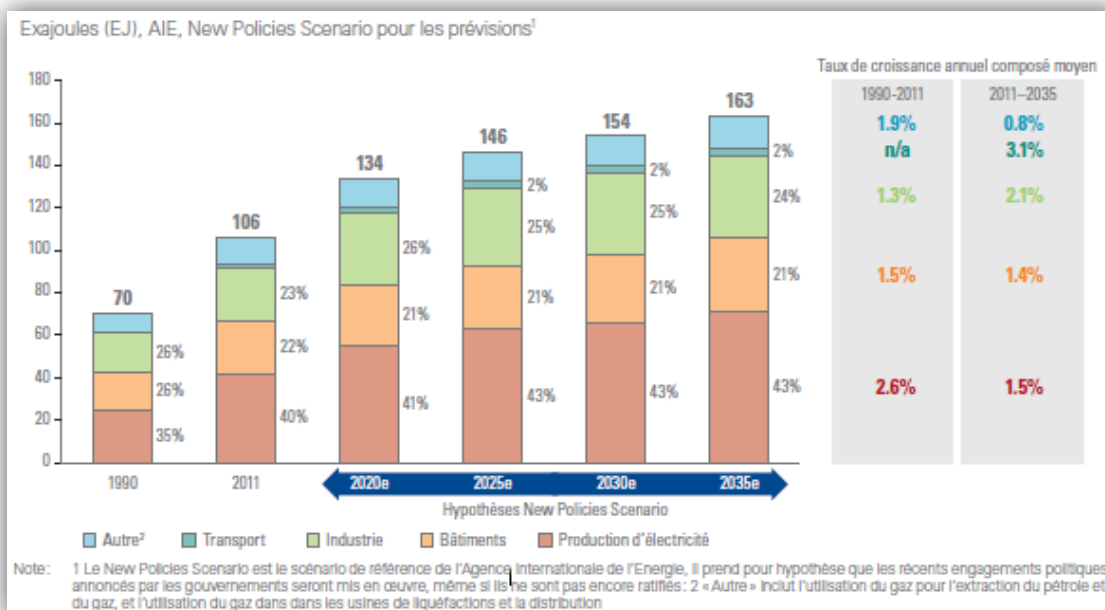


Figure I.7 : La demande primaire de gaz naturel par secteur [1]

I.1.9 Les technologies de transport du gaz naturel

Les technologies de transport longue distance ont joué un rôle important dans le développement du commerce de gaz naturel, la faible densité énergétique du gaz naturel a longtemps été un obstacle à son transport sur de longues distances, et l'essentiel du gaz naturel est toujours consommé à proximité des centres de production. Toutefois, le commerce longue distance a augmenté de façon constante au cours des dernières décennies.

Au côté des gazoducs développés depuis le 19^{ème} siècle, le gaz naturel liquéfié (GNL) a joué un rôle croissant dans le transport longue distance. Environ 21% et 10% du gaz naturel produit est désormais commercialisés internationalement par des gazoducs et sous forme de GNL, respectivement. En règle générale, plus la distance de transport est importante, plus le GNL est économiquement attractif par rapport aux gazoducs.

La croissance dans le commerce du GNL a été rendue possible par le développement de ses infrastructures. De nouvelles unités d'exportation et de regazéification sont en cours de construction ce qui devrait favoriser l'essor de ce mode de transport, par ailleurs, l'utilisation d'unités de liquéfaction et de regazéification de gaz est envisagée pour réduire les temps de développement, accroître la flexibilité et diminuer les investissements.

I.1.10 La distribution du gaz naturel

La distribution de gaz est de plus en plus <<intelligente>> et efficace, afin de pouvoir être livré en toute sécurité aux clients finaux, le gaz naturel doit être comprimé, odorisé et contrôlé. À l'exception de quelques grands clients, les utilisateurs finaux sont alimentés par des réseaux basse pression. La distribution locale implique des volumes de livraison plus faibles que pour la transmission longue distance, ainsi que davantage de points de livraison.

En conséquence, les lignes de distribution constituent la majorité des gazoducs installés. La sécurité est le principal défi des opérateurs des réseaux de distribution même si le concept de réseau intelligent de gaz est moins connu que son équivalent électrique, les réseaux de gaz naturel sont de plus en plus intelligents et efficaces en raison de l'intégration des technologies de l'information et de la communication.

I-2 Généralités sur les GPL

I.2.1 Historique

La première production de GPL pour leur utilisation remonte aux années 20 et il faut attendre les années 50 pour les échanges commerciaux d'envergure. L'utilisation des GPL n'a vraiment commencé que dans les années 40.

Dès 1932, une grande compagnie pétrolière introduisit les GPL en France. En 1938, une importante compagnie gazière fit construire une usine de remplissage de bouteilles de gaz en Italie, près de Venise. Mais la guerre mit un frein à ces premiers développements.

Au début des années 50, des entreprises emplissaient des bouteilles de GPL à usage domestique en les commercialisant sous licence chez des revendeurs.

La croissance alla de pair avec les capacités de raffinage. Capacités qui furent augmentées dans les années 60 alors que de nouvelles raffineries étaient construites et que le fuel remplaçait le charbon comme combustible industriel. Les ventes de GPL en Europe passèrent de 300 000 tonnes en 1950 à 3.000.000 de tonnes en 1960 puis à 11 millions en 1970.

Avant les années 70, la commercialisation des GPL était essentiellement une activité régionale, chaque secteur géographique ayant ses propres structures de prix, expéditions, acheteurs et vendeurs. La première transaction d'envergure eut lieu dans les années 1950, des États-Unis vers l'Amérique du Sud.

I.2.2 Définition

L'appellation « Gaz de Pétrole Liquéfiés » ou « GPL » (*LPG* en anglais) peut qualifier deux gaz à l'état liquide : le propane (C_3H_8) et le butane (C_4H_{10}). Ce sont tous les deux des hydrocarbures « saturés » qui sont composés de liaisons simples d'atomes de carbone et d'hydrogène. Ils présentent l'intérêt de se liquéfier sous une pression moins forte que les autres gaz (notamment le méthane) : entre 1,5 et 7 bar, soit une pression équivalente à celle de l'eau du robinet ou à celle de l'air dans un pneu.

I.2.3 Origine des GPL

Les GPL proviennent de deux origines :

I.2.3.1 Les champs de gaz (pour plus de 60%).

En moyenne, un champ de gaz naturel fournit près de 90 % de méthane (CH_4) mais aussi 5 % de propane et 5 % d'autres gaz dont le butane. Schématiquement, on refroidit le gaz naturel extrait pour en séparer les différents constituants. On obtient alors des GPL (butane et propane à l'état liquide) alors que le méthane se trouve encore à l'état gazeux, ces gaz ayant des points de liquéfaction différents. Du butane et du propane sont également récupérés lors de l'extraction de pétrole, sous forme de gaz associés dissous (d'où l'appellation de gaz « de pétrole » liquéfiés). Les pourcentages de butane et de propane contenus dans le gaz naturel et le pétrole brut sont très variables d'un gisement à un autre ;

I.2.3.2 Les raffineries de pétrole (pour moins de 40%)

Lors du raffinage du pétrole brut, le butane et le propane constituent entre 2 et 3 % de l'ensemble des produits obtenus. Ils constituent les coupes les plus légères issues de la distillation du pétrole brut. Ces gaz sont également récupérés à l'issue d'opérations de traitement « secondaires », après la phase de distillation. Selon sa provenance, une tonne de pétrole brut traitée produit 20 à 30 kg de GPL.

Au total, les GPL ne pourront dépasser une part d'approximativement 5% de la ressource mondiale en hydrocarbures.

I.2.4 Composition chimique

Les GPL sont principalement une combinaison de molécules de propane et de butane associées à d'autres composés en quantités infinitésimales.

Les molécules de propane et de butane sont formées respectivement de 3 et 4 atomes de carbone et de 8 et 10 atomes d'hydrogène. Ces atomes sont tous reliés par des liaisons simples (ou covalentes). Cela signifie que tous les atomes liés entre eux mettent en commun un électron de leurs couches externes afin de former des doublets d'électrons qui maintiennent l'attraction entre les atomes.

I.2.5 Caractéristiques générales des GPL

Le propane et le butane sont naturellement gazeux à pression atmosphérique (1 bar) et à température ambiante (15°C). Ils peuvent toutefois facilement être liquéfiés et sont alors qualifiés de GPL. Cet état liquide permet de les manipuler, de les transporter et de les stocker dans de faibles volumes.

En effet, à 15 °C sous 1 bar de pression

- ✓ 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz
- ✓ 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz

Le GPL carburant, mélange de propane et de butane, a également un point de liquéfaction différent de celui des deux gaz le constituant : il se situe à -25°C à pression atmosphérique.

Le butane et le propane deviennent liquides sous faible pression :

- ✓ Butane : 1,7 bara
- ✓ Propane : 7 bara

Leur température d'ébullition est la suivante :

- ✓ Butane : 0°C
- ✓ Propane : - 44°C
- ✓ GPL carburant : - 25°C

❖ **Odeur** : le GPL est incolore et inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter une odorante telle sorte que même une fuite infime puisse être facilement détectée. ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptane ou le diméthyl sulfide pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins des commercialisations.

❖ **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20°C.

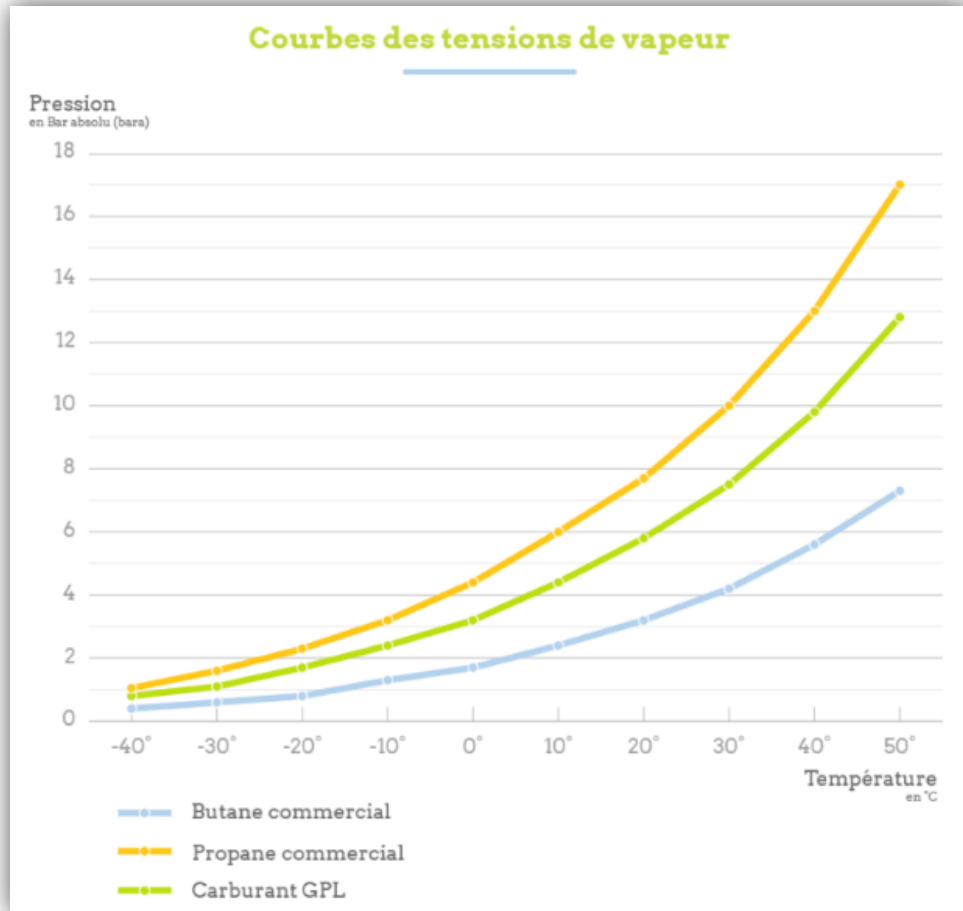


Figure I.8 : Courbes des tensions de vapeur [7]

- ❖ **Densité** : aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourds que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température a titre exemple :

À 38°C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL Commerciale.

- ❖ **Pouvoir calorifique** : c'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques.

On distingue deux types de pouvoir calorifique :

- ❖ Le PCS (Pouvoir Calorifique Supérieur) désigne la quantité totale d'énergie produite par la combustion d'une quantité donnée de combustible, par exemple 1 m³ pour un gaz.
- ❖ Le PCI (Pouvoir Calorifique Inférieur) désigne l'énergie libérée par la combustion, à l'exclusion de l'énergie qui a servi à vaporiser l'eau de la réaction de combustion (considérée comme perdue).
- ✓ 1 m³ de butane à l'état gazeux peut délivrer 30 kWh.
- ✓ 1 m³ de propane à l'état gazeux peut délivrer 24 kWh.

- ✓ A titre de comparaison, 1 m³ de méthane à l'état gazeux peut délivrer près de 10 kWh.

La combustion du butane et du propane n'est possible que si le pourcentage de gaz dans l'air se situe entre 2 et 10 %.

À titre de comparaison, ce pourcentage est le suivant :

- ✓ Hydrogène : entre 4 et 75 %
- ✓ Acétylène : entre 2,5 et 80 %
- ✓ Gaz naturel : entre 5 et 15 %
- ✓ Le contenu en CO₂ des gqw butane et propane (GPL) est de 260 g CO₂/kWh : il est 3 fois moins élevé que lors de la production d'électricité obtenue par des groupes au fioul ou TAC (Turbine A Combustion) [7].

- ❖ **Impuretés** : le plus important est le soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005 % en masse, ainsi l'eau l'une des impuretés importants

Le GPL est non corrosif à l'acier mais généralement aux cuivres et ces alliages ou l'aluminium.

- ❖ Le GPL n'a aucune propriété de lubrification et cet effet doit être pris-en Considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et Compresseurs).

I.2.6 Utilisation du GPL

Les GPL sont la seule énergie à pouvoir répondre à une large variété d'usages. Il existe plus de 1000 applications pour les GPL, les gaz butane et propane. Des centaines de millions de personnes utilisent actuellement les GPL.

- **applications itinérantes** : bouteilles pour restauration, briquets, lampes, etc. ;
- **applications domestiques** : cuisson, chauffage, production d'eau chaude sanitaire.
- **applications industrielles** : Production d'énergie, métallurgie, pétrochimie, industrie textile et du papier, etc. Par exemple, ils sont utilisés dans les fours de traitement thermique, de cuisson et d'émaillage (notamment pour le verre, les poteries ou les porcelaines). Les propriétés oxydantes ou réductrices des GPL y sont exploitées, notamment pour jouer sur les couleurs.
- **applications agricoles** : agriculture, élevage, etc. Par exemple, les GPL sont des alternatives aux produits chimiques pour le désherbage ;
- **transports** : carburant pour des véhicules, des bateaux de plaisance, des montgolfières, etc.

I.2.7 Avantages de GPL

Les gaz butane et propane, les GPL, sont une énergie exceptionnelle en raison de leurs origines, de leurs caractéristiques, de leurs applications et de leur filière. En tant qu'énergie moins polluante, faiblement émettrice de CO₂, performante et novatrice, les GPL offrent de nombreux avantages pour les consommateurs et les secteurs professionnels comme pour l'environnement. Avec une disponibilité immédiate et en tous points du globe, des atouts environnementaux, leur origine double (gaz – pétrole), leur facilité de transport et leur variété d'usages, les GPL permettent d'assurer et de contribuer, sans délai, à un modèle énergétique durable, compétitif et plus sûr.

Les GPL sont :

- ✓ Propre
- ✓ une source d'énergie faible en carbone
- ✓ une source d'énergie performante
- ✓ une source d'énergie qui favorise l'innovation

I.2.8 Production nationale de GPL

Les quantités de gaz de pétrole liquéfié issues des unités de séparation ont atteint 7,7 millions de tonnes, reflétant une baisse de 2,5% par rapport à 2016.

Les quantités de GPL issues du raffinage ont également enregistré une baisse de 2,8% à 0,7 millions de tonnes.

À l'inverse, les quantités de GPL issues des unités de liquéfaction ont fortement augmenté (+23,1%) comparativement à l'année précédente pour atteindre à 0,4 millions de tonnes.

Au total, la production nationale de GPL a atteint 8,9 millions de tonnes en 2017, reflétant une légère baisse (-1,5%) par rapport au niveau réalisé en 2016, comme détaillé ci-dessous [6]

Tableau I.4 : Production nationale de GPL (millions de tonnes) [6]

Source	2016	2017	Evolution	
			Quantité	(%)
Unité de séparation	7.9	7.7	-0.2	-2.5
Raffinage	0.8	0.78	-0.02	-2.8
Complexe GNL	0.3	0.4	+0.1	+23.1
Total GPL	9.0	8.9	-0.1	-1.5

I.2.9 Distribution et vente de produits pétroliers sur le marché national

Du graphe ci-dessous, il ressort que la structure de la consommation des produits pétroliers reste dominée par les carburants terre qui représentent 83% du total. Le gas-oil est de loin le carburant le plus consommé sur le marché national avec une part de 75%, suivi par les essences (23%) et le GPL (12%, y compris GPL-c à 3%).

Par opérateur, la distribution des carburants terre sur le marché national est assurée par NAFTAL, avec une part de 91% du marché, et neuf (9) opérateurs privés (GBS, PROPAL, PETROSER, GALAOIL, ALPETRO, STPP, HAMDIPETROLIUM, PETROBARAKA et PETROGEL) qui se partagent le restant des parts de marché.

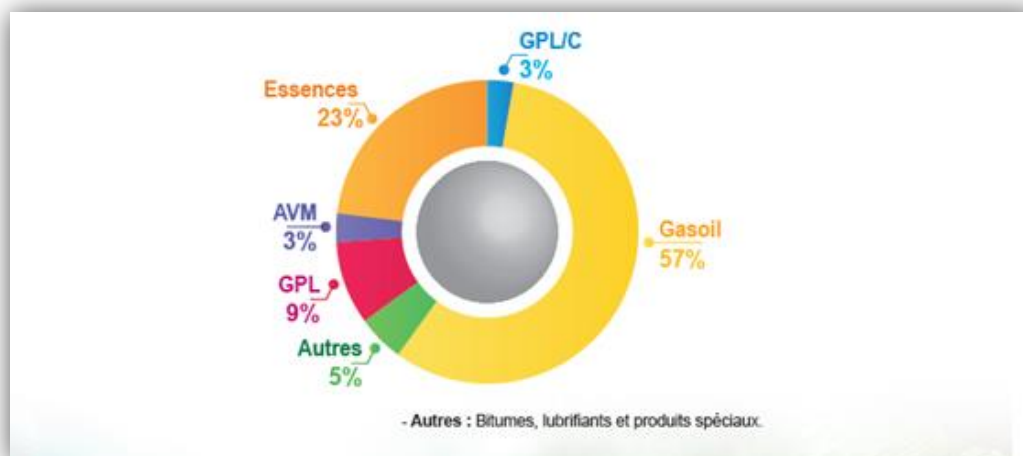


Figure I.9 : Structure des ventes de produits pétroliers sur le marché national [6]

I.2.10 Consommation nationale des produits pétroliers

La consommation nationale des produits pétroliers a atteint 17,7 millions de tonnes en 2017 contre 18,0 millions en 2016, reflétant une baisse (-1,8%), pour la deuxième année consécutive

Cette baisse a concerné essentiellement le gasoil (-2,3%), les essences (-2,9%) et les GPL combustibles (-4,8%), comme indiqué dans le tableau I.5 ci-dessous :

Tableau I.5 : La Consommation nationale des produits pétroliers [6]

Unité : 1000 TM	2016	2017	Evolution	
			Quantité	(%)
Essences	4269	4147	-122	-2.9
Gasoil	10322	10083	-239	-2.3
Carburéacteur	567	597	+30	+5.3
Soutage (gasoil+fuel oil)	250	244	-6	-2.4
GPL dont :	1881	1978	+97	+5.2
Butane	1413	1418	+5	+0.4
Propane	99	103	+4	+4.0
GPL/C	352	457	+105	+29.8
S/Total	17289	17049	-240	-1.4
Bitumes	520	454	-66	-12.7
Lubrifiants	158	147	-11	-7.0
Produits spéciaux	23	22	-1	-4.3
Total	17990	17672	-318	-1.8

Cette baisse est due notamment à l'augmentation des prix de carburants mais reflète aussi le ralentissement de la croissance du parc national de véhicules, ainsi que les efforts de lutte contre le trafic de carburants aux frontières.

Par contraste, l'année 2017 a connu une très forte hausse (+30%) de la consommation du GPL carburant (GPL/c ou Sirghaz) vu son attractivité accrue par le maintien de son prix à 9 DA/litre [6].

I.3 Généralités sur le condensat

Lors des opérations d'extraction de gaz naturel en tête de puits, un hydrocarbure liquide émane, c'est ce qu'on appelle le condensat de gaz naturel. Sa formation est provoquée par la diminution de la pression et de la température en surface, une condensation se créant. Les condensats de gaz naturel sont assimilés à une forme de pétrole léger, et considérés comme ayant une haute valeur pour les industriels.

I.3.1 Définition

les condensats de gaz naturels sont définis comme une combinaison complexe d'hydrocarbures qui se condensent ou qui passent de la phase gazeuse à la phase liquide pendant la production aux têtes de puits, dans les usines de traitement du gaz naturel, dans les gazoducs servant à la production, la collecte, la transmission et la distribution, ou dans les usines de chevauchement le long des principaux gazoducs. Ces substances sont des hydrocarbures comportant entre 2 et 30 atomes de carbone (C_2 à C_{30}), sans nécessairement couvrir toute cette gamme. Les principaux hydrocarbures ont généralement de 5 à 15 atomes de carbone (C_5 à C_{15}). Cette définition englobe ainsi tous les liquides obtenus à partir des distillats de gaz naturel, à l'exception de ceux dont les fractions d'hydrocarbures prédominants comportent moins de cinq atomes de carbone.

I.3.2 Les sources de condensat

Les condensats de gaz naturel peuvent également être produits à la hauteur de la tête de puits de gaz, de condensats ou de pétrole, là où le gaz naturel, les hydrocarbures liquides et l'eau sont séparés dans un premier temps. Le gaz naturel brut des têtes de puits est expédié aux usines de traitement par des conduites de collecte dans lesquelles les condensats de gaz naturel peuvent se liquéfier au cours du transport par gazoduc. Une quantité importante de condensats de gaz naturel est produite sous la forme de sous-produits des usines de traitement du gaz naturel brut, où le gaz naturel est purifié davantage avant d'être transporté dans des gazoducs de distribution, la principale source de condensats est le traitement du gaz naturel brut. En plus du traitement du gaz par les têtes de puits ou dans les usines centralisées de traitement du gaz naturel, des condensats de gaz naturel sont séparés du gaz naturel brut dans les installations de chevauchement près des principaux réseaux de gazoducs. Les usines de chevauchement éliminent du flux gazeux, des volumes supplémentaires d'éthane et de liquides plus lourds extraits.

I.3.3 Composition chimique de condensat

La composition du condensat peut varier fortement d'un gisement à l'autre

Tableau I.6 : La composition chimique de condensat [8]

Constituant	Nom commun / Synonymes	% en poids / poids
Décane		1-10
Nonane		1-15
Octane		10-30
Heptane		10-30
Hexane		5-30
Pentane		1-20
Butane, 2-méthyl-	isopentane	1-20
Butane		1-10
Propane, 2-méthyl-	isobutane	0.1-5
Propane		0.1-5
Benzène, diméthyl-	Xylène	0.1-5
Benzène, méthyl-	Toluène	1-5
Benzène		0.1-1.5
Benzène, éthyle	Ethylbenzène	0.1-1
Cyclohexane, méthyl	méthylcyclohexane	1-5
Cyclohexane		1-5
Cyclopentane, méthyl-	Méthylcyclopentane	1-5
Benzène, 1,2,4-triméthyl	1,2,4-triméthylbenzène	0.1-1
Hydrocarbures aromatiques		variable
Sulfure d'hydrogène (H ₂ S)	Sulfure d'hydrogène	<1 ppm

I.3.4 Propriétés physiques et chimiques

Les propriétés physiques et chimiques déterminent les caractéristiques globales d'une substance et sont utilisées pour établir dans quelle mesure, différentes substances conviennent à diverses applications. De telles propriétés jouent également un rôle essentiel dans le devenir des substances dans l'environnement (y compris de leur potentiel de transport sur de grande distance), ainsi que de leur toxicité pour les humains et les organismes non humains [8].

La composition et les propriétés physicochimiques des condensats de gaz naturel (tableau 1.7) varient en fonction de la source de pétrole brut ou de gaz naturel, et des étapes de traitement appliquées.

Tableau I.7 : Propriétés physiques et chimiques des condensats [8]

Propriété	Valeur/Description
Etat physique	Liquide
Apparence	Paille pour brunir le liquide coloré
Couleur	Paille à marron coloré
Odeur	Hydrocarbure (odeur d'essence)
Seuil olfactif	0.0047 ppm, (sulfure d'hydrogène)
Point initial d'ébullition	≤ 35 °C (95 °F)
Point éclair	< -35 °C (-31 °F) (PMCC) (ASTMD93)
Densité relative	0.6659 à 0.7629 (EAU =1) au 15 °C (59 °F)
Solubilités	Peu soluble dans l'eau
Viscosité	< cST au 40 °C (104 °F) (ASTM D445)
Densité	665.3 à 762.2 Kg/m ³ au 15 °C (59 °F)

I.3.5 Identification de danger

- ✓ Liquides et vapeurs extrêmement inflammables
- ✓ Provoque une irritation cutanée
- ✓ Mutagenicité sur les cellules germinales
- ✓ Toxiques
- ✓ Cancérogénicité

I.3.6 Domaines d'utilisation du condensât

La particularité du condensât réside dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : le raffinage et la pétrochimie

Elle confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqué.

I.3.6.1 Dans la pétrochimie

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante. Il est principalement utilisé pour la production des oléfines par le vapocraquage.

I.3.6.2 Dans le raffinage

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut, car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffine qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique.

- ✓ Les régulateurs de viscosité et densité (diluant) à du pétrole brut lourd ou à du bitume pour réduire leur densité et leur viscosité afin qu'ils satisfassent aux spécifications des oléoducs.
- ✓ Ils sont également utilisés dans les mélanges d'essence et comme matière de base industrielle.
- ✓ utilisé lors de l'entretien des puits de pétrole ou pour la fracturation hydraulique
- ✓ Dans les raffineries de pétrole ou les usines de valorisation, on peut récupérer pour les réutiliser environ 23 % des CGN utilisés à cette fin
- ✓ Les CGN sont aussi utilisés comme matières premières industrielles ou comme base pour élaborer des carburants.

I.4 Conclusion

L'énergie est essentielle à la qualité de notre vie quotidienne elle contribue au développement économique, et à l'amélioration générale de notre vie sociale Elle constitue une clef de voûte pour l'atteinte des objectifs de développement durable des nations

Le gaz naturel, le GPL, et le condensat sont devenu des énergies essentielles du bouquet énergétique et les demeurera en raison de ressources importantes et accessibles, d'une faible empreinte de carbone et de ses polyvalences

Cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le traitement, stockage, transport, et la distribution. La demande de ce dernier s'accroît de jour en jour et son évolution future de marché mondiale revêt une concurrence de plus en plus attractive à l'échelle internationale.

En raison de ses attributs environnementaux pour effet de réduire les émissions de GES de plus de 50 %, un rendement qui s'explique notamment par une technologie efficace, bien établie et reconnue et par des normes environnementales correctement appliquées aux stades de la production ,du transport et de la consommation finale afin de produire de l'électricité ou de la chaleur.

CHAPITRE II

Présentation et description de l'unité de traitement ZCINA

II Présentation et description du complexe Zcina ,Hassi Messaoud**II.1 Présentation du complexe****II.1.1 Introduction**

Le secteur des hydrocarbures joue un rôle très important dans l'économie des pays vue leurs demandes et leurs utilisations devenues indispensables dans chaque foyer et dans chaque entreprise dans le monde

Sonatrach a décidé de réaliser une nouvelle unité d'extraction des liquides de gaz associés sur le champ de Hassi Messaoud nord, dénommé GPL ZCINA (nouvelle Zone Centre Industriel Naili Abdelhalim).

L'unité ZCINA a été mise en service en juin 2013, l'objectif de l'unité est l'extraction des liquides de gaz associés destinée à recevoir des gaz associés valorisables provenant de l'unité de traitement de brut CINA sur le champ de Hassi Messaoud nord, et de l'unité de séparation d'huile LDHP également située à ZCINA pour produire du GPL et Condensats et à réexpédier en retour à CINA un gaz appauvri et à expédier le GPL extrait du gaz de charge vers une nouvelle station de pompage située à 17 km (station hors fourniture). Cette nouvelle unité sera située à environ 5 km au nord de CINA

Le projet ZCINA a été réalisé par :

La société mère : Sonatrach

Entrepreneur : SAIPEM

Constructeur : GTP / KAHRIF/ LEAD / BENTINI.

Dans ce chapitre, nous allons présenter l'usine GPL ZCINA et une description sur les divers systèmes des procédés et leur fonctionnements

II.1.2 Situation géographique

Le champ pétrolier de Hassi Messaoud se situe à environ 850 km au Sud/Sud Est d'Alger et à 350 km de la frontière Tunisienne avec une superficie de 2500 km², il est subdivisé géographiquement en deux zones champ nord (HMD/N) et champ sud (HMD/S).

Le complexe de ZCINA est une nouvelle unité sur le champ de Hassi Messaoud nord ; Cette nouvelle zone est située à environ 5 km au nord de CINA, sa superficie est de l'ordre de 34.4 ha (33ha unité GPL et 1.4ha unité LDHP). [9]

II.1.3 Données environnementales

Le tableau II.1 est de rappeler les données environnementales de base et les critères de dimensionnement qui ont été retenus.

Tableau II.1 : Les données environnementales le site ZCINA [9]

Paramètre	Hassi Messaoud
Température max/min de l'air (Cas Hiver)	25 / -5 ° C
Température maximale sous abri (Cas Été)	50 °C
Humidités relatives à 40 °C max/min	50% / 20 %

II.2 Description du complexe GPL ZCINA

L'usine GPL ZCINA est une unité d'extraction des liquides de gaz associés destinée à recevoir des gaz associés valorisables provenant de l'unité de traitement de brut CINA sur le champ de Hassi Messaoud nord, et une partie du gaz de charge provenir de l'unité de séparation d'huile LDHP également située à ZCINA.

II.2.1 Capacité et Flexibilité requises

Les études de procédés de l'usine GPL ZCINA sont été réalisées pour déterminer la capacité et la flexibilité requises qui illustrées dans le tableau II.2

Tableau II.2 : Capacité et Flexibilité requises [9]

Unité LDHP		
La charge	Capacité de Design	Valeur garantie
Huile	22542 m³/j	
Gaz	22 MM Sm³/j	
Eau	1577 m³/j	
Unité GPL		
Gaz d'alimentation	24 MM Sm³/ j	8 millions de Sm3 sec/jour par train
GPL	4670 T/j	Taux de récupération C ₃ , C ₄ < à 88.3 % en masse, T<25°C
C5+	330 T/j	
IC5	770 T/j	
Gaz résiduel	21.4 MM Sm3/j	

II.2.2 Fluides d'alimentation

Le tableau II.3 détermine les débits de fluides d'alimentation L'usine GPL ZCINA de CINA et l'unité LDHP.

Tableau II.3 : Fluides d'alimentation l'usine GPL ZCINA [9]

Flux entrant	Débit
Charge gaz entrante au point de raccordement à CINA	24 MM Sm ³ /jour
Charge condensat au ballon M4 à CINA	250 tonnes/jour

II.2.3 Composition des fluides d'alimentation

II.2.3.1 Composition du gaz de charge

Le tableau II.4 sous-dessous présente la composition de gaz de charge en provenance de la ligne de gaz existante de 40”.

Tableau II.4 : Composition du gaz de charge [9]

Composés	Sources Gaz			Charge brute de l'unité GPL ZCINA (% mole)
	Omp53 %	CINA %	Gaz Résiduel %	
C1	68.66	65.85	70.92	66.41
C2	15.88	17.4	20.22	17.49
C3	6.97	8.28	3.79	7.87
iC4	0.62	0.77	0.11	0.71
nC4	1.85	2.23	0.2	2.06
iC5	0.33	0.42	0.01	0.38
nC5	0.5	0.54	0.01	0.50
C6	0.3	0.23	0	0.22
C7	0.11	0.06	0	0.06
C8+	0	0	0	0
N2	2.85	2.45	3.01	2.52
CO2	1.93	1.77	1.73	1.78
Total	100	100	100	100
Débit std m ³ /jour	1 700 000	20 600 000	1 700 000	24 000 000
MW kg/kmol	22 915	23 608	20 928	23 369

II.2.3.2 Composition du condensat M4

Le tableau II.5 présente la composition de condensat de charge en provenance du ballon M4 de CINA :

Tableau II.5 : Composition du condensat M4 [9]

Composés	Charge condensat de l'unité GPL ZCINA (% mole)
iC5	21.75
nC5	41.53
C6	26.86
C7	7.47
C8+	2.39
Total	100
Débit kg/jour	250 000

II.2.3.3 Spécifications des produits en sortie de ZCINA

Le tableau II.6 représente les valeurs correspondantes la qualité des fluides en sortie de ZCINA.

Tableau II.6 : Spécifications des produits en sortie de ZCINA [9]

Qualité des fluides en sortie de ZCINA		
Objet de la Garantie	Valeur Garantie	Prise d'échantillon
GPL	- Fraction en C2- : 3 % mole maximum - Fraction en C5+ : 0.4 % mole maximum	Au refoulement des pompes de reflux des débutaniseurs .
Condensats	- TVR : 10 psia maximum pour le cas hiver - TVR : 7 psia maximum pour le cas été	Sur la ligne de coulée du condensat vers le stockage, en aval du refroidisseur.
GAZ	- Pression d'arrivée au point de raccordement au CINA. (30.4 barg)	Au point de raccordement avec le Gazoduc 40 pouces au CINA
Eaux huileuses	- HC insolubles : 10 mg/l maximum	En sortie de l'ensemble de production d'azote

II.2.4 Unités de traitement :

L'usine GPL ZCINA comprend deux unités de traitement :

- ✓ L'unité de récupération de GPL et condensat.
- ✓ L'unité de séparation d'huile LDHP ZCINA.

II.2.4.1 L'unité GPL ZCINA

Cette unité a pour but d'extraire les liquides des gaz associés provenant des installations de traitement de brut de CINA et l'unité de séparation d'huile LDHP ZCINA. La figure II.1 présente une vue générale de procédés et utilités de ZCINA

Cette unité a pour but d'extraire les liquides des gaz associés provenant des installations de traitement de brut de CINA et l'unité de séparation d'huile LDHP ZCINA. La figure II.1 présente une vue générale de procédés et utilités de ZCINA

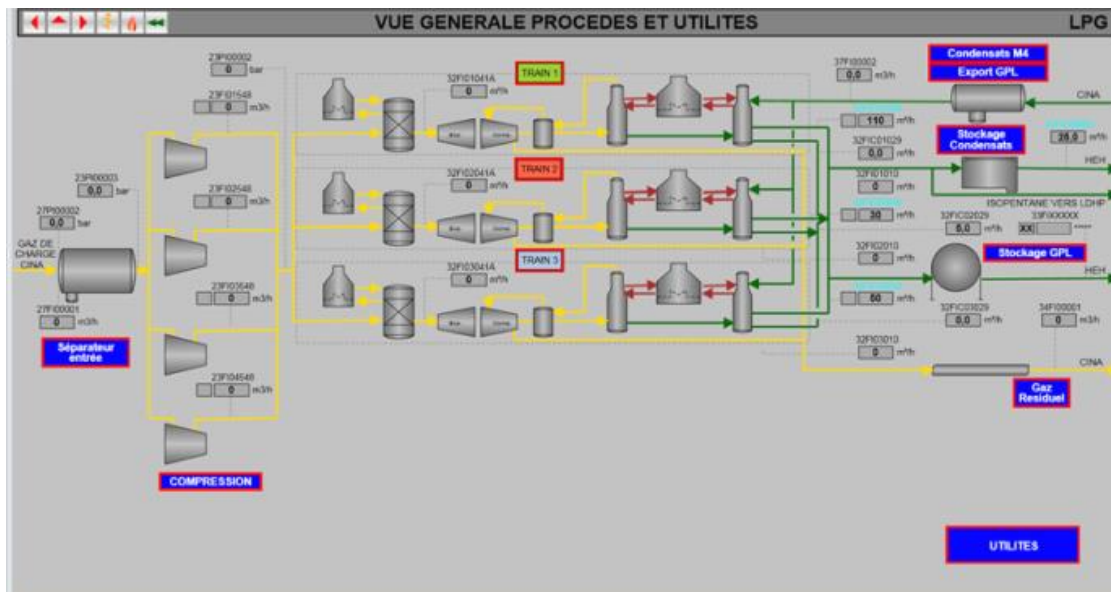


Figure II.1 : Vue générale procédés et utilités de ZCINA [10]

Cette unité comprend des systèmes suivants :

- Systèmes d'alimentation en gaz
 - ✓ Unité 27 : Canalisation de gaz de charge depuis CINA
 - ✓ Unité 20 : Séparateur d'entrée
 - Unité 23 : Compression du gaz de charge
 - Unité 32 : Trois trains de traitement de gaz identiques incluant:
 - ✓ Unité 24 : Déshydratation du gaz de charge
 - ✓ Section de refroidissement du gaz : les échangeurs et Expandeur/compresseur.
 - ✓ Section de dééthanisation
 - ✓ Section débutaniseur
 - ✓ Unité 41 : Système d'huile Chaude
- Systèmes d'alimentation en liquides :
 - ✓ Unité 37 : Import & distribution de condensats M4 de CINA.

- Stockage et expédition des produits liquides :
 - ✓ Unité 33 : Stockage, Export & Recyclage du GPL
 - ✓ Unité 35 : Stockage, Export & Recyclage des condensats
 - ✓ Unité 36 : Canalisation d'export de GPL
 - ✓ Unité 37 : Canalisation d'export des condensats
 - ✓
- Système d'expédition des produits gazeux :
 - ✓ Unité 34 : Canalisation d'export de gaz résiduel
- Des unités utilités :
 - ✓ Unité 42 : Système d'injection de produits chimiques
 - ✓ Unité 43 : Torches
 - ✓ Unité 44 : Traitement des eaux huileuses
 - ✓ Unité 45 : Système gaz combustible
 - ✓ Unité 50 & 53 : Eau brute et eau potable
 - ✓ Unité 56 : Drains ouverts
 - ✓ Unité 57 : Drains fermés
 - ✓ Unité 62 : Diesel
 - ✓ Unité 63 : Air instrument / Air service
 - ✓ Unité 64 : Azote
- Des infrastructures et des bâtiments

II.2.4.2 Unité de séparation d'huile de LDHP

Cette section a pour but de traiter les hydrocarbures provenant de nombreux puits et acheminés via le réseau de collecte

L'ouvrage comporte :

- Des unités procédées :
 - ✓ Unité 18 : Réseau de collecte
 - ✓ Unité 20 : Trains de séparation eau-huile-gaz et expédition gaz
 - ✓ Unité 44 :
 - Système de dégazage d'eau de production
 - Expédition de l'eau
 - ✓ Unité 29 .Expédition de l'huile
- Des unités utilités :
 - ✓ Unité 45 : Distribution de gaz combustible
 - ✓ Unité 43 : Système de torche
 - ✓ Unité 42 : Système d'injection de produits chimiques
 - ✓ Unité 63 : Distribution Air instrument / Air service

- ✓ Unité 64 : Distribution Azote
- ✓ Unité 57 : Système de Drains fermés
- ✓ Unité 53 : Distribution d'eau potable et d'eau de service
- ✓ Unité 71 : Eau incendie

II.3 Description de fonctionnement des unités de procédés

Le traitement du gaz consiste, après réception du gaz depuis la ligne existante allant aux sections de réinjections de gaz situées au CIS et de l'unité de séparation d'huile LDHP également située à ZCINA ,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 dééthaniseur 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 réinjections de gaz situées au CIS, via le compresseur 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

II.3.1 Unité 27 : Canalisation de gaz de charge depuis CINA

Le gaz de charge valorisable provenant de l'unité de traitement de brut CINA est transféré vers l'usine GPL ZCINA par une nouvelle canalisation de 36". Le piquage est réalisé sur la ligne existante de 40" vers le CIS.

Du fait de la présence possible de bouchons liquide, la canalisation de gaz de charge est équipée aux deux extrémités de gares de racleurs : une gare de racleur de départ à CINA (G01-VM-27-03) et une gare de racleur d'arrivée à ZCINA (G01-VM-27-04).

II.3.2 Unité 20 : Séparateur d'entrée

Cette unité est commune à tout le complexe de GPL ZCINA

Le séparateur d'entrée G01-VL-20-01(la figure II.2) reçoit le gaz de charge acheminé par un gazoduc de 40" depuis CINA.

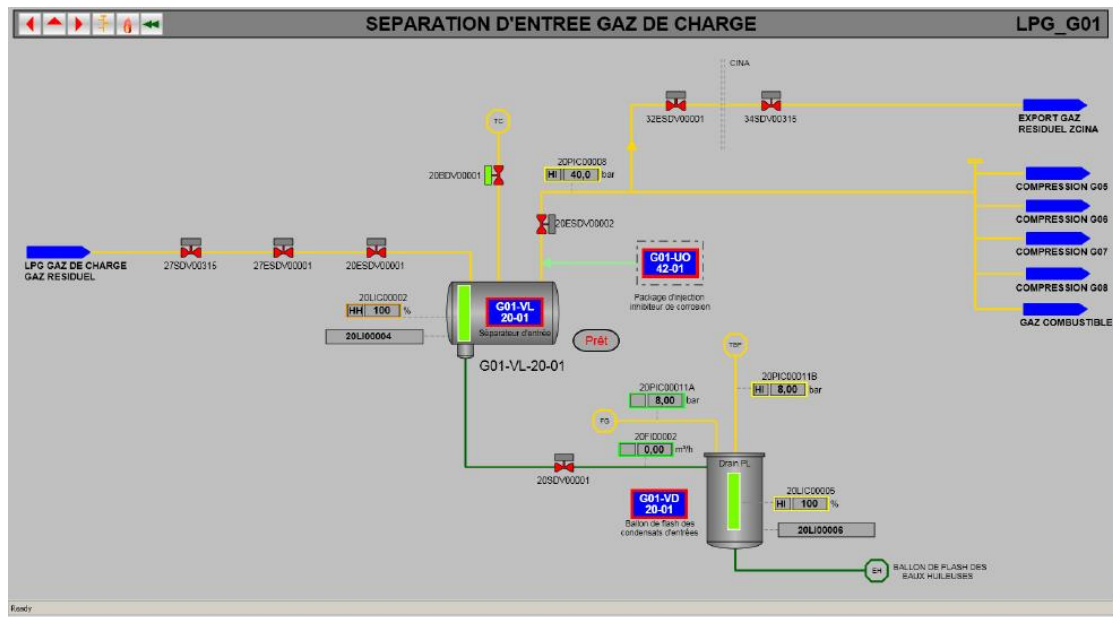


Figure II.2 : Séparateur d'entrée [10]

Ce gaz peut contenir de l'eau générée par la condensation en ligne. Le séparateur d'entrée sépare le gaz, dirige vers la section de compression, de la phase aqueuse. Une injection d'inhibiteur de corrosion est prévue au niveau de la sortie gaz du séparateur. Le ballon de flash des condensats d'entrée G01-VD-20-01 reçoit le liquide du séparateur d'entrée. Ce ballon permet de dégazer l'eau saturée en hydrocarbures et d'envoyer les gaz dissous à la torche basse pression. Le liquide de fond du ballon est expédié vers le traitement des eaux huileuses.

Le tableau II.7 présente les paramètres des équipements de section d'entrée l'usine ZCINA.

Tableau II.7 : Caractéristiques des équipements d'entrée [9]

Equipement	Service	Pression barg	Température °C
G01-VL-20-01	Séparateur d'entrée	30.8	40-51
G01-VD-20-01	Ballon de flash des condensats	4	51

II.3.3 Unité 18 : Système de collecte des hydrocarbures

La production arrivant à LDHP provient de 200 puits situés au Nord de Hassid Messaoud à travers des manifolds et sous-manifolds collectent la production des différents puits pour la diriger vers 5 trunklines Principales dénommés : OML75, OMKZ72, CINA, OMP53 et OMO13 qui sont détaillées dans la figure II.3 sous-dessous [9].

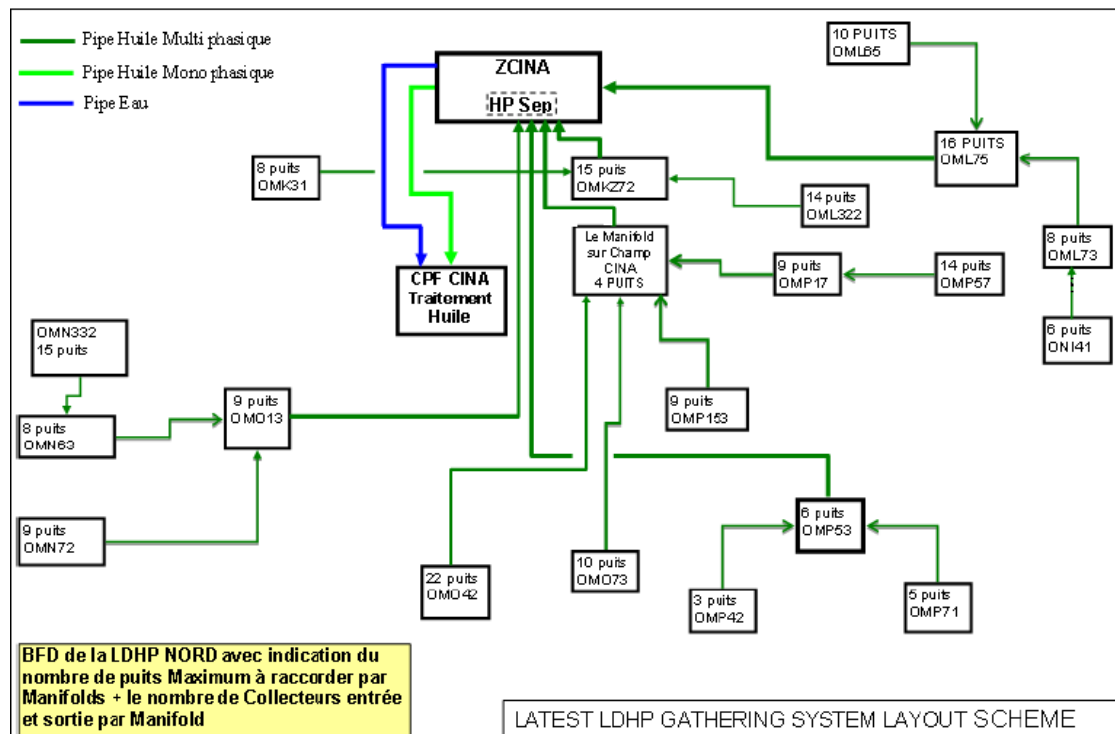


Figure II.3 : Schéma des collecteurs de puits de LDHP [9].

II.3.4 Unité 20 : Système de séparation triphasique et d'expédition du gaz

La production provenant du collecteur d'entrée de l'unité LDHP est répartie dans les séparateurs triphasiques P10- VA-20-10 A/B/C (3x33%) qui réalisent la séparation du gaz, de l'huile et de l'eau de production (voir la figure II.4). Les trois séparateurs sont capables de gérer l'arrivée du plus gros slug calculé par les études hydrauliques en régime transitoire représentant un volume total de 200 m³

La séparation s'opère à une pression d'environ 32 barg lorsque le gaz est envoyé vers GPL ZCINA et à 33.3 barg lorsque le contrôleur de pression 20-PIC-90008 commence à envoyer du gaz vers le pipeline de gaz résiduel / d'excès.

Les séparateurs triphasiques sont équipés de plaques de tranquillisation ainsi que de plaques de coalescence pour améliorer la séparation eau/huile. Un dévésiculeur est installé sur la sortie gaz pour limiter l'entraînement de liquide vers le collecteur de gaz intermédiaire.

L'huile est expédiée sous contrôle de niveau vers CINA. La phase aqueuse est envoyée sous contrôle de niveau vers le ballon de dégazage 4K0-VD-44-10, avant d'être pompée vers CINA

Le gaz sortant des trois séparateurs triphasiques est mélangé dans le collecteur d'export avant d'être expédié dans une ligne 36" vers GPL ZCINA, où il arrive dans le collecteur de distribution du gaz de charge de cette unité placé en amont de l'unité de compression.

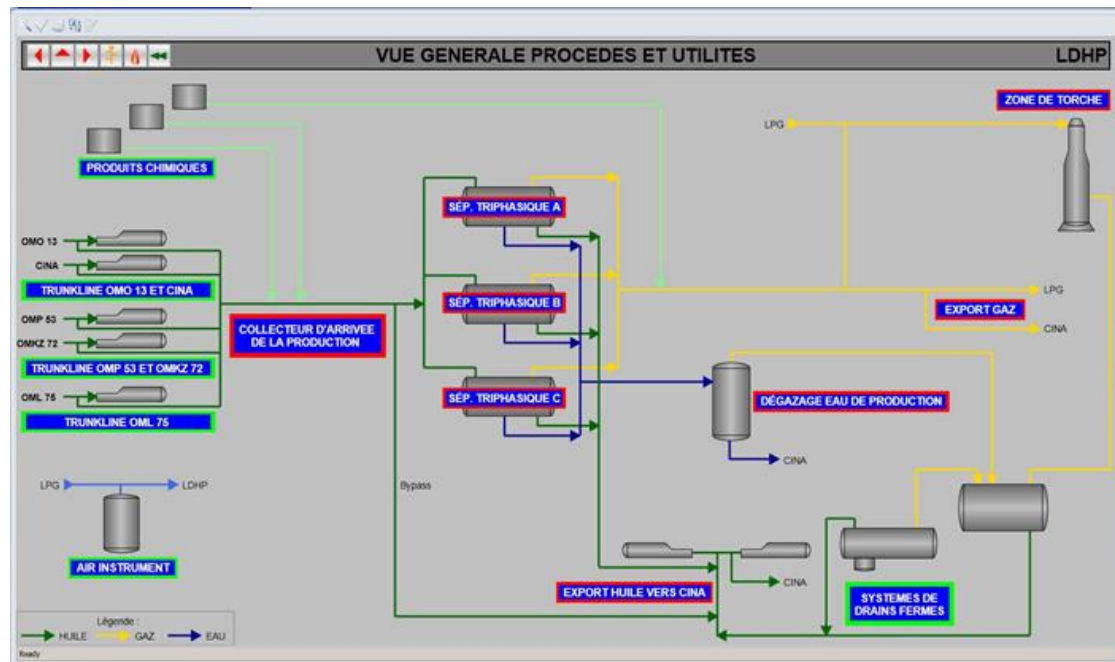


Figure II.4 : Schéma de l'unité LDHP [10].

II.3.4.1 Capacité et Flexibilité requises

Les critères de dimensionnement qui ont été retenus pour réaliser les études de procédés sont illustrés dans le tableau II.8.

Tableau II.8 : Capacité et Flexibilité requises [9].

Débits des fluides à ZCINA		
Objet de la Garantie	Valeur Garantie	Prise d'échantillon
Capacité de traitement nominale de chaque séparateur triphasique	Débits du bilan matière - cas été : Débit de gaz : 277 458 Sm ³ /h Débit d'huile : 422 m ³ /h Débit d'eau : 20.4 m ³ /h Débits du bilan matière - cas hiver : Débit de gaz : 262 104 Sm ³ /h Débit d'huile : 453 m ³ /h Débit d'eau : 20.7 m ³ /h	En sortie des séparateurs triphasiques

II.3.4.2 Conditions aux points de raccordement du projet

Le tableau II.9 présente les conditions nécessaires pour la Charge depuis le réseau de collecte.

Tableau II.9 : Conditions flux entrant aux points de raccordement [9].

Flux entrant	Pression opératoire (barg)	Température opératoire Hiver / Été (°C)	Pression de calcul (barg)	Température de calcul (°C)
Charge depuis le réseau de collecte	32	20 / 50	90	90

II.3.4.3 Composition des fluides d'alimentation

La composition de la charge globale entrant dans LDHP regroupé dans le tableau II.10

Tableau II.10 : Composition des fluides d'alimentation LDHP [9]

Composés	Débit massique (kg/h)	% Masse
N2	26 276	1,5
CO2	27 552	1,57
C1	420 676	23,96
C2	182 459	10,4
C3	105 165	6
iC4	15 244	0,86
nC4	49 145	2,8
iC5	16 997	0,96
nC5	30 031	1,71
C6	55 590	3,16
C7	77 114	4,4
C8	71 833	4,1
C9	77 687	4,42
C10	70 926	4,04
C11	56 800	3,23
C12+	405 221	23,09
H2O	66 681	3,80
TOTAL	1 755 396	100

II.3.5 Unité 23 : Compression du gaz de charge

Le collecteur commun d'aspiration des compresseurs G05/G06/G07/G08-KA-23-01 peut recevoir Le gaz de charge en provenance du séparateur d'entrée et le gaz associé issu de l'unité de séparation d'huile LDHP et répartit le gaz sur les trains de compression

La section suivante décrit l'exploitation du Train de compression n°1 (la figure II.5); les Trains 2, 3 et 4 sont identiques et parallèles au Train 1.

Le gaz de charge est envoyé dans le filtre coalesceur G05-MB-23-01. Ce filtre à deux étages permet la rétention des gouttelettes de taille supérieure ou égale à 10 µm et des particules solides de taille supérieure à 5 µm. Les liquides récupérés sont envoyés vers le ballon de flash des condensats du compresseur G05-VD-23-04. Il est possible de bypasser le filtre coalesceur notamment lors du changement des cartouches coalescentes.

Le gaz rejoint ensuite le ballon d'aspiration G05-VD-23-01 qui recueille l'eau condensée en ligne depuis le séparateur d'entrée lors du bypass du filtre G05-MB-23-01 et le liquide flashe des ballons G05-VD-23-02 et G05-VD-23-03. Les condensats du ballon d'aspiration G05-VD-23-01 sont évacués vers le ballon de flash de condensats G05-VD-23-04

Ce ballon permet de dégazer l'eau saturée en hydrocarbures et d'envoyer les gaz dissous à la torche basse pression. Le liquide de fond du ballon est expédié vers le traitement des eaux huileuses

Le gaz provenant du ballon d'aspiration G05-VD-23-01 est comprimé dans le compresseur G05-23-KA-01.

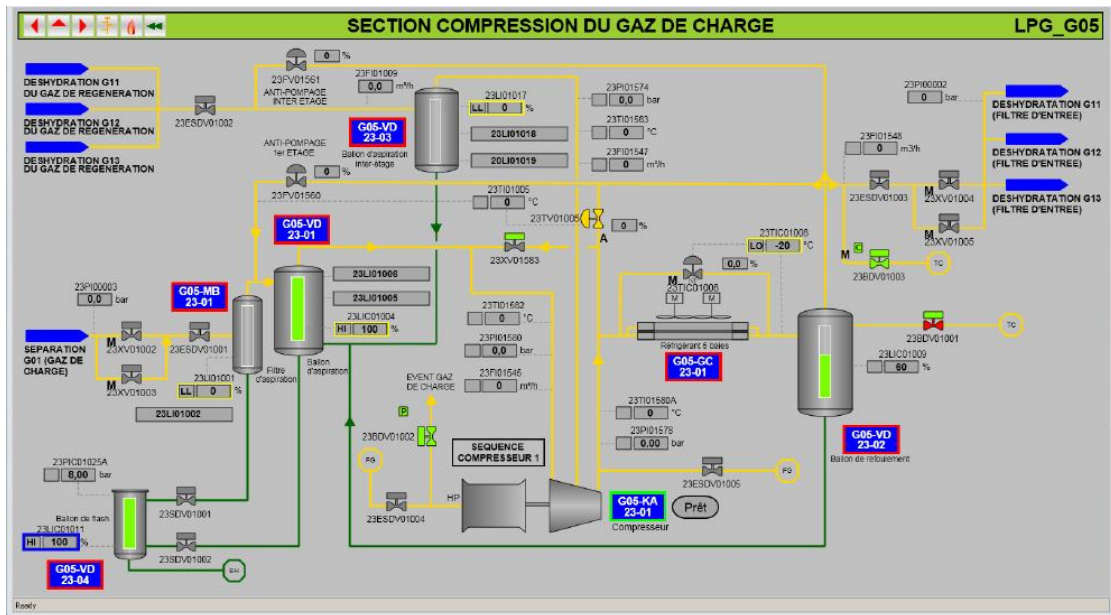


Figure II.5 : Unité de compression (G05-23-KA-01) [10].

Le gaz humide provenant du collecteur de gaz de régénération est préalablement envoyé dans le ballon d'aspiration inter-étage G05-VD-23-03 pour protéger le compresseur du liquide condense en ligne. Celui-ci est ensuite envoyé vers le ballon d'aspiration G05-23-VD-01. Le gaz du G05-VD-23-03 est introduit dans le compresseur G05-23-KA-01 au niveau de l'inter-étage

Au refoulement du compresseur G05-KA-23-01, le gaz est refroidi par l'aéroréfrigérant G05-GC-23-01.

L'eau condensée lors du refroidissement est séparée du gaz dans le ballon de refoulement G05-VD-23-02. Le gaz comprimé est envoyé vers un collecteur commun pour alimenter les unités de traitement en aval.

Les 4 turbo-compresseurs sont gérés par un système de répartiteur de charge contrôlant la pression d'aspiration au niveau du collecteur d'aspiration. Le répartiteur de charge agit sur la vitesse de chaque turbine afin d'assurer une répartition identique du débit sur les 4 machines. Chaque compresseur dispose en plus de son propre système d'anti-pompasse

Les turbines à gaz des compresseurs sont alimentées en gaz combustible haute pression [9].

Le tableau II.11 présente les paramètres des équipements de l'unité de compression

Tableau II.11 : Caractéristiques des équipements de l'unité de compression [9].

Equipement	Service	Pression E/S barg	Température E/S °C
G0X-MB-23-01	Filtre d'aspiration	29.5	50
G0X-VD-23-01	Ballon d'aspiration	29.5	50
G0X-VD-23-04	Ballon de flash des condensats	6	51
G0X-VD-23-03	Ballon d'aspiration interétage	77.5	55
G0X-GC-23-01	Aéro-réfrigérant	95.9	132/55
G0X-VD-23-02	Ballon de refoulement	95.3	55
G0X-KA-23-01	Compresseur de gaz de charge	29.2/96	50/132

II.3.6 Unité 24 : Déshydratation du gaz de charge

Les sections suivantes décrivent le train de traitement n°1. Les Trains 2 et 3 sont identiques au Train 1, à l'exception des numéros d'équipements, préfixés avec G12 pour le Train 2 et G13 pour le Train 3 (figure II.6).

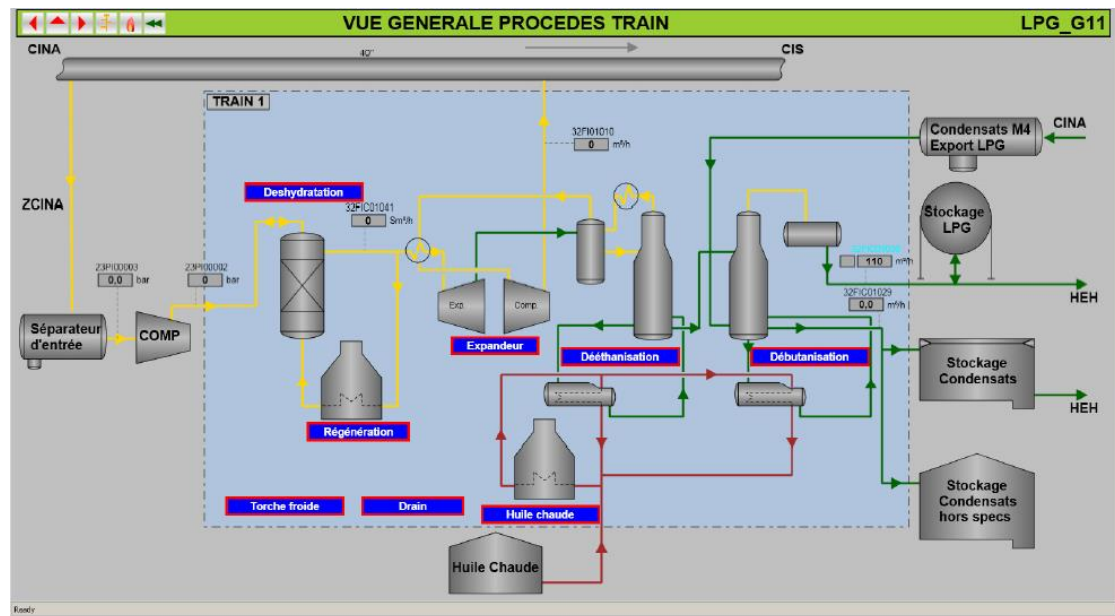


Figure II.6 : Vue générale procédés train n°1 [10].

L'unité de déshydratation (la figure II.6) a pour fonction de diminuer la quantité d'eau dans le gaz d'alimentation, saturé en eau, pour atteindre la valeur spécifiée de 1ppm vol en sortie d'unité. L'eau est ôtée du gaz humide pour éviter la formation d'hydrates dans la section froide de l'installation.

Le gaz au refoulement des compresseurs de gaz de charge est envoyé au filtre coalescent G11-MB-24-02 pour éliminer l'eau libre condensée en ligne. L'eau récupérée est envoyée après détente à l'unité de traitement des eaux huileuses.

Le gaz provenant du filtre coalescent G11-MB-24-02 est déshydraté dans les sécheurs de gaz G11-VK-24-01 A/B/C. En opération normale, deux sécheurs opèrent en parallèle en mode d'adsorption (adsorption de l'eau par le tamis moléculaire par circulation du gaz humide dans le sens descendant), pendant que le troisième est en régénération (circulation de gaz sec chaud à travers le sécheur dans le sens ascendant).

Chaque sécheur opère selon un cycle de 24h, divisé entre phase d'adsorption (16h) et phase de régénération (8h). Après un cycle d'adsorption, le sécheur passe à la phase de régénération au cours de laquelle il est régénéré pour extraire l'eau adsorbée. Un autre sécheur, pour lequel les étapes de régénération sont terminées, remplace le précédent en mode d'adsorption.

La séquence de déshydratation du gaz est pilotée de façon automatique (cas normal) ou manuelle.

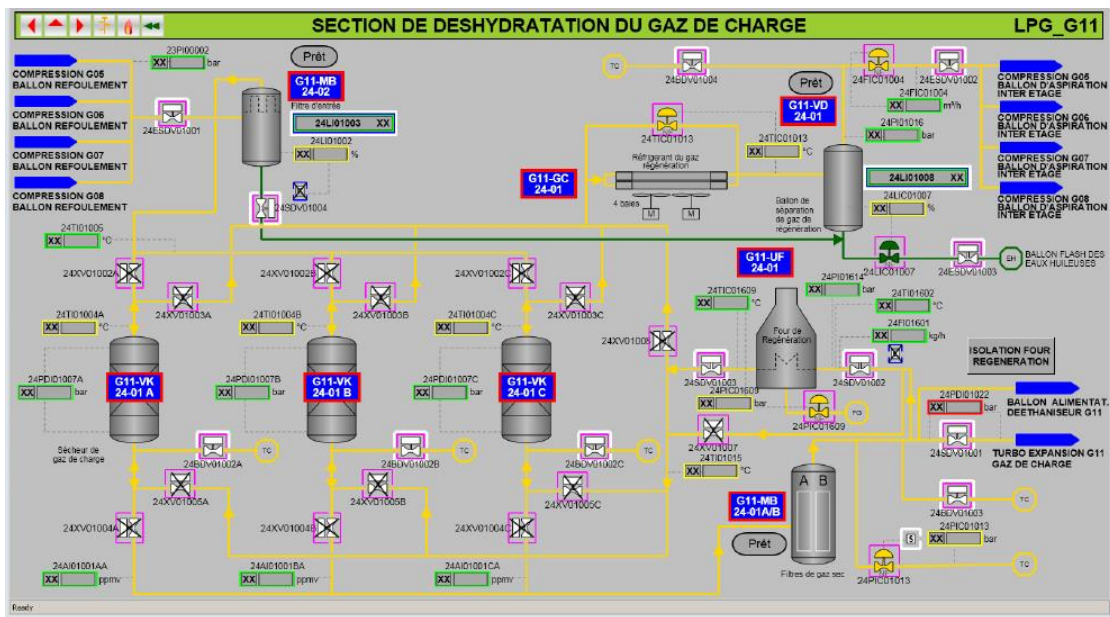


Figure II.7 : L'unité de déshydratation train n°1 [10].

Chaque sécheur est équipé d'un analyseur d'humidité pour assurer le bon fonctionnement des sécheurs et détecter un éventuel problème sur les tamis moléculaires. La teneur en eau du gaz sec provenant des sécheurs G11-VK-24-01 A/B/C doit être inférieure à 1 ppm vol.

À la sortie des sécheurs, le gaz est filtré à travers le filtre de gaz sec G11-MB-24-01A/B pour éliminer les particules de taille supérieure à 10 μm (poussières ou débris de tamis moléculaire entraînés par le flux gazeux en adsorption) pouvant endommager la roue de l'expandeur de la section de refroidissement du gaz.

Une partie du gaz sec est utilisée en tant que gaz de régénération. Ce débit constant, correspondant environ à 17% du débit nominal de gaz déshydraté, est collecté à la sortie du filtre de gaz sec G11-MB-24-01A/B.

La phase de régénération est divisée en 3 étapes: chauffe (pendant environ 5h), refroidissement (pendant environ 2h) et repos (pendant environ 1h). Pendant l'étape de chauffe, le gaz de régénération est chauffé dans le four G11-UF-24-01. Une première rampe de montée en température (15 minutes) permet de réchauffer progressivement le tamis moléculaire de la température opératoire du gaz jusqu'à 120°C, température à laquelle est observé un palier pour assurer une chauffe homogène dans le sécheur pendant 30 minutes. Une seconde rampe de montée en

température de 15 minutes est alors réalisée pour porter le gaz à 275°C. Une étape finale de chauffe à 275°C est alors observée pendant 4 heures pour permettre une régénération complète du tamis moléculaire [9].

L'effluent gazeux humide et chaud récupéré en sortie des sécheurs est refroidi à 60°C par l'aéroréfrigérant de gaz de régénération G11-GC-24-01. L'eau condensée est ensuite récupérée dans le séparateur de gaz de régénération G11-VD-24-01, puis envoyée vers l'unité de traitement des eaux huileuses. Le gaz de régénération est envoyé à l'inter-étage du compresseur de gaz d'alimentation G05-KA-23-01 (via le ballon d'aspiration inter-étage G05-VD-23-03).

Lors de l'étape de refroidissement, le gaz de régénération bypass le système de chauffe (le four est arrêté) et le gaz froid est envoyé à travers le sécheur pendant 2 heures pour ramener la température du tamis moléculaire à sa valeur opératoire d'adsorption. A la sortie du sécheur, le gaz de régénération suit le même traitement de refroidissement à 60°C et séparation que précédemment.

Pendant l'étape de repos et de permutation des sécheurs, le système de chauffe et les sécheurs sont bypassés et le gaz de régénération est envoyé à l'entrée de l'aéroréfrigérant pour être recyclé vers l'interétage du compresseur de gaz d'alimentation [9].

Le tableau II.12 présente les paramètres des équipements de l'unité de déshydratation train 1

Tableau II.12 : Caractéristiques des équipements section déshydratation gaz de charge [9].

Equipment	Service	Pression E/S bar g	Température E/S °C
G1X-MB-24-02	Filtre d'entrée des sécheurs de gaz	94	55
G1X-VK-24-01 A/B/C	Sécheurs de gaz	94	55 en adsorption 275 en régénération
G1X-MB-24-01 A/B	Filtres de gaz secs	93.5	55
G1X-UF-24-01	Four de gaz de régénération	92.4	56/275
G1X-GC-24-01	Aéro-réfrigérant du gaz de régénération	90.2	275/60
G1X-VD-23-02	Ballon de séparation	90.1	60

II.3.7 Unité 32 : Refroidissement du gaz de charge

La section suivante (figure II.7) décrit le fonctionnement des sections de refroidissement du gaz et de l'expandeur de gaz de charge/recompresseur faisant partie du train de traitement.

Le gaz sec provenant de l'unité de déshydratation est acheminé vers la section de refroidissement du gaz. Le débit est réparti entre l'échangeur gaz de charge/charge dééthaniseur G11-GA-32-01 (côté tubes) et l'échangeur gaz de charge/gaz résiduel G11-GA-32-02 A/B (côté calandre) fonctionnant en parallèle. Une partie du gaz déshydraté est refroidi dans l'échangeur G11-GA-32-01 par la sortie liquide froide provenant du ballon d'alimentation du dééthaniseur G11-VL-32-03. Le débit restant est refroidi dans l'échangeur G11- GA-32-02 A/B par le gaz résiduel provenant du

système de tête de l'absorbeur G11-CA-32-01. Les deux flux froids sont dirigés vers le ballon d'alimentation de l'expandeur G11-VL-32-01.

En mode Joule-Thomson (L'expandeur est à l'arrêt), l'échangeur G11-GA-32-01 est bypassé. Tout le gaz passe à travers l'échangeur G11-GA-32-02 A/B afin d'améliorer la récupération de GPL.

Le gaz provenant du ballon d'alimentation de l'expandeur est envoyé vers l'expandeur du gaz de charge G11-KH-32-01 où il est détendu à la pression de 21.8 barg. Au démarrage, l'expandeur est à l'arrêt et le gaz est envoyé vers la vanne 32-FV-01036 (vanne JT, mode Joule-Thomson). Dans les deux cas, la température du gaz est réduite, permettant la condensation d'une partie des GPL. Néanmoins, l'expandeur permet une détente thermodynamiquement bien plus efficace qui permet de récupérer plus de GPL en aval qu'avec une simple détente.

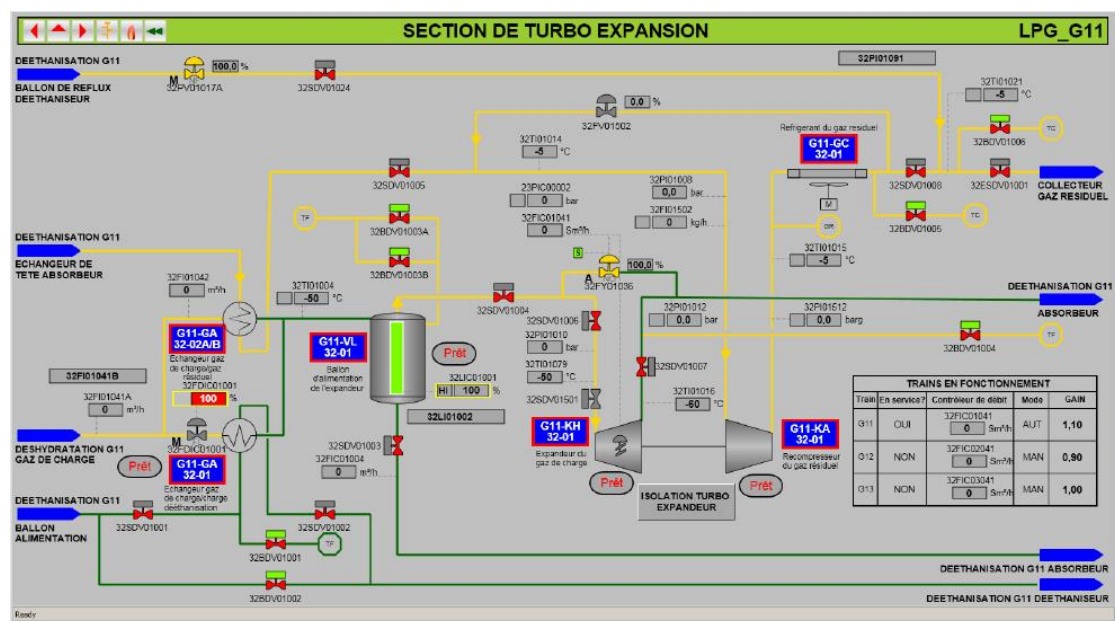


Figure II.8 : Section de refroidissement de turbo-expandeur [10].

Durant le fonctionnement normal de l'unité, le gaz en sortie du ballon d'alimentation de l'expandeur G11-VL-32-01 alimente l'expandeur G11-KH-32-01. Les volets d'entrée de l'expandeur sont ajustés par le contrôleur de pression du collecteur commun au refoulement des compresseurs de gaz de charge G05/G06/G07/G08-KA-23-01 agissant en cascade sur le régulateur de débit du train de traitement localisé à l'entrée de la section de refroidissement de gaz. En sortie de l'expandeur, le gaz se trouve à une pression de 21.8 barg et une température de -41°C . Le flux bi-phasique au refoulement de l'expandeur alimente alors l'absorbeur G11-CA-32-01. L'énergie produite au niveau de l'expandeur par la détente du gaz haute pression est utilisée pour entraîner le compresseur de gaz résiduel G11-KA-32-01.

Les condensats recueillis au niveau du ballon d'alimentation de l'expandeur G11-VL-32-01 sont détendus et combinés au refoulement de l'expandeur pour alimenter la colonne d'absorption G11-CA-32-01 [9].

Le tableau II.13 présente les paramètres des équipements de section de refroidissement

Tableau II.13 : Caractéristiques des équipements de refroidissement gaz de charge [9].

équipement	Service	Pression barg E/S		Température °C E/S	
		Tube	Calandre	Tube	Calandre
G1X-GA-32-01	Echangeur de charge / charge du dééthaniseur	91.9	29	55.6/6.8	6.8/40.5
G1X-GA-32-02 A/B	Echangeurs de charges/gaz résiduel	20.8	92.1	55.6/6.9	-8.9/49.3
G1X-KH-32-01	Expandeur de gaz de charge	91.6/21.8		11.6/-41	
G1X-VL-32-01	Ballon d'alimentation de l'expandeur	91.7		12	

II.3.8 Unité 32 : Section de dééthanisation

L'absorbeur reçoit des flux biphasiques (liquide/vapeur) provenant de la sortie de l'expandeur de gaz de charge (ou de la vanne JT) et du fond du ballon d'alimentation de l'expandeur.

L'absorbeur est une colonne à plateaux à reflux sans rebouillage où la majorité de l'éthane et des composants plus légers sont séparés en tête de l'absorbeur (figure II.8). Le reflux liquide de l'absorbeur provient du gaz de tête du dééthaniseur G11-CE-32-01 condensé dans l'échangeur de tête de l'absorbeur G11-GA-32-04 par le gaz froid sortant en tête de l'absorbeur. Le liquide est récupéré dans le ballon de désengagement de l'absorbeur G11-VL-32-06 avant d'alimenter l'absorbeur sur le plateau de tête de la colonne.

Le liquide récupéré en fond de colonne est envoyé par la pompe d'alimentation du dééthaniseur G11-PA-32-01 A/B vers le condenseur du dééthaniseur G11-GA-32-03, où le liquide est partiellement vaporisé. Le liquide récupéré dans ce ballon alimente l'échangeur gaz de charge / charge dééthaniseur G11-GA-32-01 où le liquide est partiellement vaporisé. Ce fluide constitue l'alimentation principale du dééthaniseur, G11-CE-32-01 au niveau du plateau #21 du dééthaniseur. Le gaz sortant du ballon d'alimentation du dééthaniseur G11-VL-32-03 est lui envoyé sous contrôle différentiel de pression dans la colonne au niveau du plateau #30 constituant ainsi l'alimentation secondaire du dééthaniseur.

Le gaz de tête du dééthaniseur est partiellement condensé dans le condenseur du dééthaniseur G11-GA-32-03 par le liquide froid provenant du fond de l'absorbeur, puis envoyé vers le ballon de reflux du dééthaniseur G11-VL-32-02. Le liquide condensé est renvoyé en tête du dééthaniseur (au niveau du plateau #41) par la pompe de reflux du dééthaniseur G11-PA-32-02A/B. En fonctionnement normal, la pression du dééthaniseur est maintenue à 28 barg par la vanne sortie gaz du ballon de désengagement de l'absorbeur G11-VL-32-06. En mode Joule Thomson, un by-pass

permet l'évacuation de l'excédent de gaz du ballon de reflux du dééthaniseur G11-VL-32-02 directement vers le collecteur de gaz résiduel.

Le rebouilleur du dééthaniseur G11-GA-32-05 est de type Kettle : le liquide du plateau #1 est envoyé vers le rebouilleur où il est partiellement vaporisé par l'huile chaude. Le débit d'huile chaude est ajusté sous contrôle de température du plateau sensible du dééthaniseur G11-CE-32-01, de manière à éliminer assez d'éthane du produit de fond de colonne pour satisfaire la spécification du GPL en C2-. La partie non vaporisée du rebouilleur rejoint le fond du dééthaniseur avant d'être envoyée vers le débutaniseur G11-CB-32-01[9]

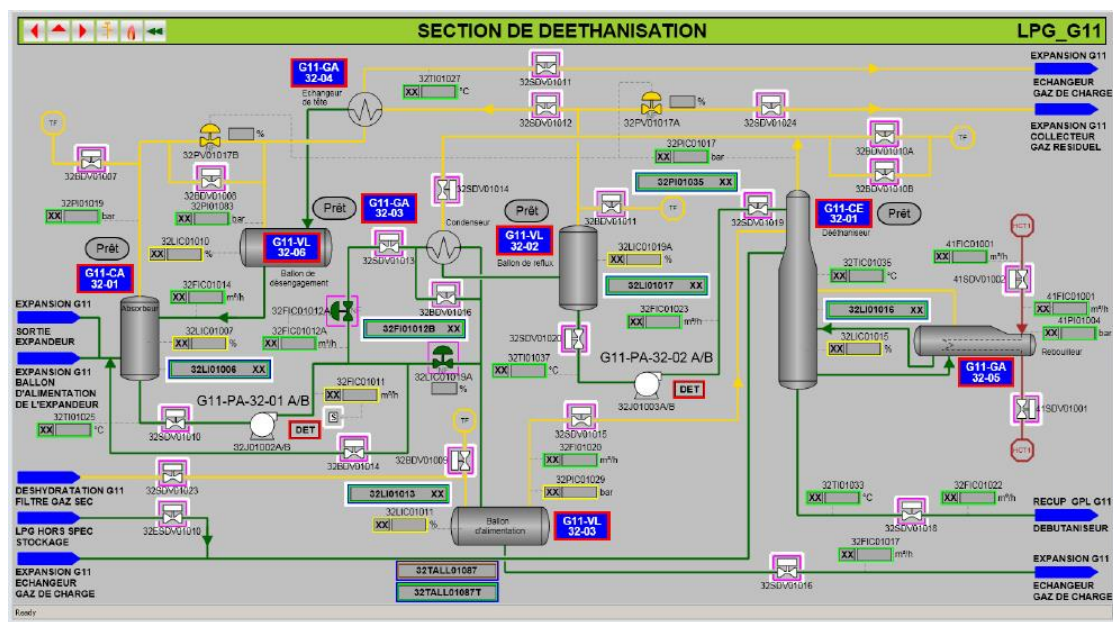


Figure II.9 : Section de dééthaniseur [10].

Le gaz de tête de l'absorbeur est réchauffé successivement à travers l'échangeur de tête de l'absorbeur G11-GA-32-04 puis à travers les échangeurs G11-GA-32-02 A/B avant d'alimenter le compresseur de gaz résiduel G11-KA-32-01. A la sortie du compresseur, le gaz résiduel est refroidi à 60°C à travers l'aéroréfrigérant G11-GC-32-01 et acheminé vers le pipeline de gaz résiduel [9].

Le tableau II.14 présente les paramètres des équipements section de dééthaniseur

Tableau II.14 : Caractéristiques des équipements section dééthaniseur [9].

Equipement	Service	Pression barg E/S		Température °C E/S	
		Tête	Fond	Tête	Fond
G1X-CA-32-01	Absorbeur	21.8	22	-56.7	-47.5
G1X-CE-32-01	Dééthaniseur	28	28.4	-6.8/42.2	92.5/160
G1X-VL-32-06	Ballon de désengagement	27.4		-44	
G1X-VL-32-03	Ballon d'alimentation	31.4		-2	
G1X-VL-32-02	Ballon de reflux Dééthaniseur	27.5		-6	
G1X-PA-32-01 A/B	Pompes d'alimentation	22.4 / 35.6		-47.5	
G1X-PA-32-02 A/B	Pompes de reflux du dééthaniseur	27.5 / 31		-6	
		Tube	calandre	tube	calandre
G1X-GA-32-04	Echangeur de tête de l'absorbeur	27.4	21.4	2.3 / -44.1	-52 / - 8.8
G1X-GA-32-03	Condenseur du dééthaniseur	31.6	28	-39.8 / 8.5	18.5 / 2.6
G1X-GA-32-05	Rebouilleur du Service dééthaniseur	4.5	28.3	175 / 110	84.9 / 92.5
G1X-KA-32-01	Recompresseur de gaz résiduel	20.3 / 33		49 / 93	
G1X-GC-32-01	Aéro-réfrigérant du gaz résiduel	32.9		92.6 / 60	

II.3.9 Unité 32 : Section de récupération de GPL

Le Débutaniseur G11-CB-32-01 est une colonne de distillation avec reflux et rebouillage comportant 43 plateaux et deux alimentations (figure II.9). L'alimentation principale entre dans la colonne au niveau du plateau 28. L'iso-pentane provenant du séparateur M4, situé au CPF CINA, est pompé par la nouvelle pompe d'export de condensat de CINA 350-PA-35-05A/B à travers une nouvelle conduite de 4" pour alimenter les débutaniseurs des trois trains au niveau du plateau 4.

La pression du débutaniseur est maintenue à 17.9 barg par la vanne de contrôle de tête de colonne. Le gaz de tête est totalement condensé dans l'aéroréfrigérant G11-GC-32. Les GPL sont recueillis dans le ballon de reflux du débutaniseur G11-VL-32-05. Une partie du débit est pompée vers le plateau de tête du débutaniseur par la pompe de reflux G11-PA-32-03 A/B. Le reste du débit de GPL est dirigé vers les sphères de stockage 31-RD-33-01 A/B/C communes aux trois trains de traitement.

Un flux riche en isopentane est soutiré du plateau #8 sous contrôle de débit puis envoyé sur la ligne d'expédition d'huile de LDHP par la pompe d'expédition d'isopentane G11-PA-32-04 A/B, après avoir été refroidi à 60°C dans le réfrigérant d'isopentane G11-GC-32-03 [9].

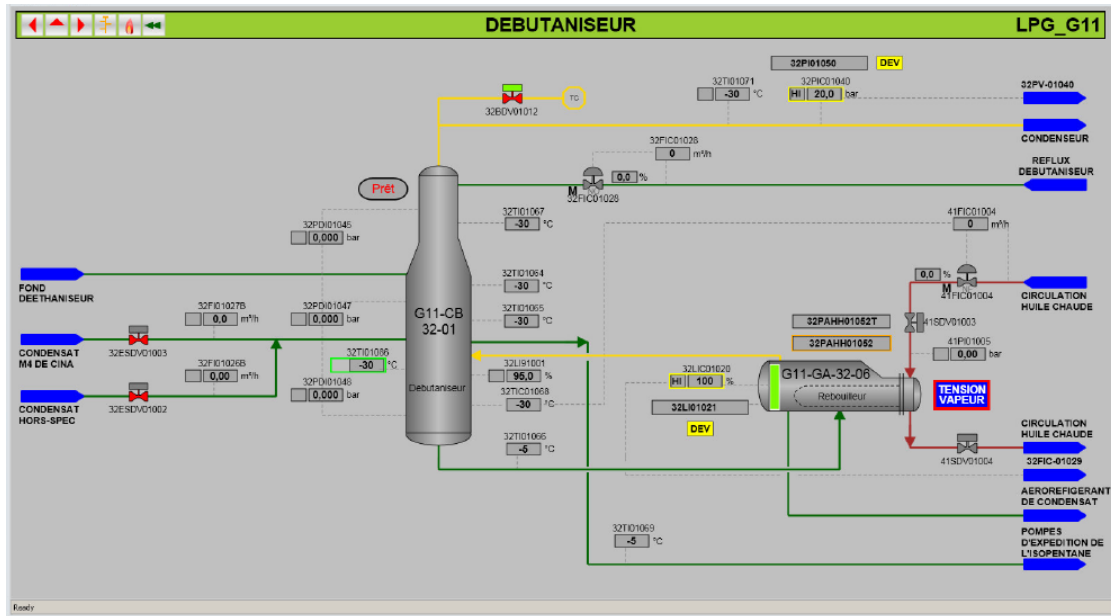


Figure II.10 : Section de débutaniseur [10].

Le rebouilleur du débutaniseur G11-GA-32-06 est de type Kettle : le liquide de fond de colonne est partiellement vaporisé par de l'huile chaude dont le débit est ajusté sous contrôle de température du plateau sensible du débutaniseur. En fonctionnement normal une température de 205°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.

Le tableau II.12 présente les paramètres des équipements section de d'ebutaniseur

Tableau II.15 : Caractéristiques des équipements section de débutaniseur [9].

Equipement	Service	Pression barg E/S		Température °C E/S	
		Tête	Fond	Tête	Fond
G1X-CB-32-01	Débutaniseur	16	16.4	73	186
		Tube	calandre	tube	calandre
G1X-GA-32-06	Rebouilleur	5.4	16.4	275 / 220	186 / 197
G1X-GC-32-02	Condenseur	16		73.1 / 61.5	
G1X-PA-32-03 A/B	Pompe de reflux du débutaniseur	15.7 / 20.4		61	
G1X-PA-32-04 A/B	Pompes d'expédition de l'isopentane	17.1 / 33.1		155	
G1X-GC-32-03	Aéro-réfrigérant d'isopentane	32.9		155 / 60	
G1X-GC-32-04	Aéro-réfrigérant de condensat	16.4		197 / 60	

II.3.10 Unité 33 : Stockage, export & recyclage du GPL

II.3.10.1 Stockage du GPL

Le GPL produit au niveau du ballon de reflux du débutaniseur de chaque train G11/G12/G13-VL-32-05 alimente la section de stockage (figure II.10) via le

collecteur commun de GPL aux spécifications et/ou le collecteur commun de GPL hors spécifications.

Le système de stockage de GPL se compose au total de quatre sphères identiques d'un volume total unitaire de 500 m³. Trois de ces sphères (31G-RD-33-01 A/B/C) sont uniquement dédiées à recevoir et stocker du GPL répondant aux spécifications et ne sont donc alimentées que par le collecteur de GPL onspec.

La sphère de stockage de GPL hors-spec 32G-RD-33-01 est normalement dédiée à recevoir et stocker temporairement du GPL hors-spec (lorsque l'on en produit), mais elle peut aussi être utilisée comme une sphère "on-spec" si on le désire. En effet, elle est à la fois connectée au collecteur de production de GPL hors-spec et au collecteur de production de GPL on-spec. La pression de toutes les sphères est régulée pour être maintenue entre 15 barg et 21 barg. La mise sous pression à 15 barg est assurée par une ligne commune de gaz provenant de la tête des débutaniseurs. Le ciel gazeux des sphères est évacué vers l'une des torches froides à partir d'une pression de 21 barg.

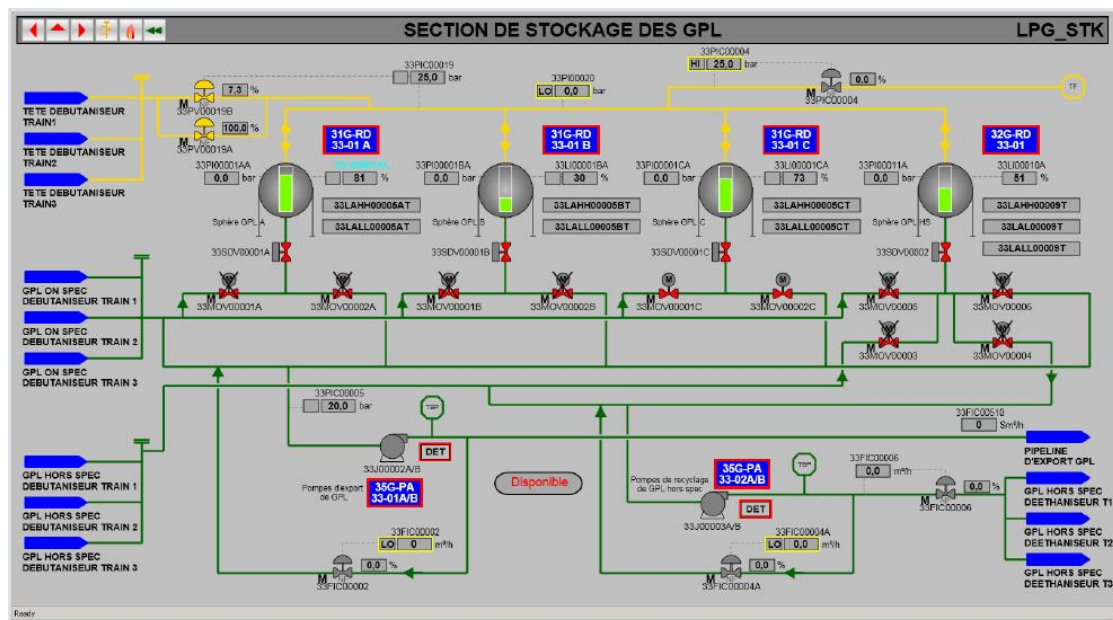


Figure II.11 : Unité de stockage, export & recyclage du GPL [10].

II.3.10.2 Export du GPL

Les pompes d'export de GPL 35G-PA-33-01 A/B (2 x 100%) sont des pompes centrifuges verticales. Elles permettent d'expédier le GPL produit vers une nouvelle station de pompage située à 17 km de ZCINA via un nouveau pipeline enterré de 14" de diamètre. La pression d'arrivée souhaitée à la station de pompage est de 29 barg. Ces pompes ont une capacité unitaire égale à la production maximale de 4 trains. L'export de GPL se fait soit par régulation de niveau dans les sphères (maintenues à niveau bas), soit en débit imposé.

Dans le cas d'un débit imposé, les sphères jouent un rôle tampon permettant d'absorber les variations entre le débit de production et le débit d'export. Le choix du type de régulation est fait par l'opérateur.

Dans le cas où l'équivalent de la production journalière doit être exporté en 16 heures (soit 150% du débit normal des pompes d'export), il est nécessaire d'utiliser la pompe de secours en parallèle de la pompe en fonctionnement normal dans une configuration 2 x 75%.

II.3.10.3 Recyclage du GPL

Le GPL hors spec stocké dans la sphère 32G-RD-33-01 peut être recyclé vers les dééthaniseurs de chaque train de production. Le recyclage est réalisé par les pompes centrifuges verticales 35G-PA-33-02 A/B (2 x100%) quand les opérateurs le souhaitent.

II.3.11 Unité 35 : Stockage, export & recyclage des condensats

II.3.11.1 Stockage des condensats

L'unité a pour fonction le stockage et l'expédition du condensat et le stockage temporaire du condensat off-spec avant traitement

Les condensats produits dans les débutaniseurs G11 / G12 / G13-CB-32-01 sont refroidis puis dirigés vers la zone de stockage (figure II.11).

Le système de stockage des condensats se compose au total d'un ballon et de trois bacs. Deux de ces bacs (31C-RA-35-01 A/B) sont des bacs à toit flottant d'une capacité unitaire totale d'environ 1000 m3. Ils sont dédiés à recevoir des condensats stabilisés répondant aux spécifications et provenant des trains de production via le collecteur de condensats stabilisés. Dans le cas de non-respect des spécifications, les condensats non stabilisés sont acheminés par le collecteur "hors-spec" vers le bac de stockage hors-spec à toit fixe 32C-RL-35-01 d'une capacité totale de 1000 m3 via le ballon de dégazage 32C-VD-35-01 qui élimine le gaz flashé.

Le bac de stockage de condensats hors spec reçoit aussi d'autres flux d'hydrocarbures :

- ✓ des flux ayant été dégazés et ne passant pas par le ballon de dégazage : les liquides des ballons de torche chaude et basse pression
- ✓ des flux provenant des trains de production et empruntant le collecteur hors spec vers le ballon de dégazage : liquid des ballons de drains fermés et isopentane lorsqu'il n'est pas possible de l'exporter.

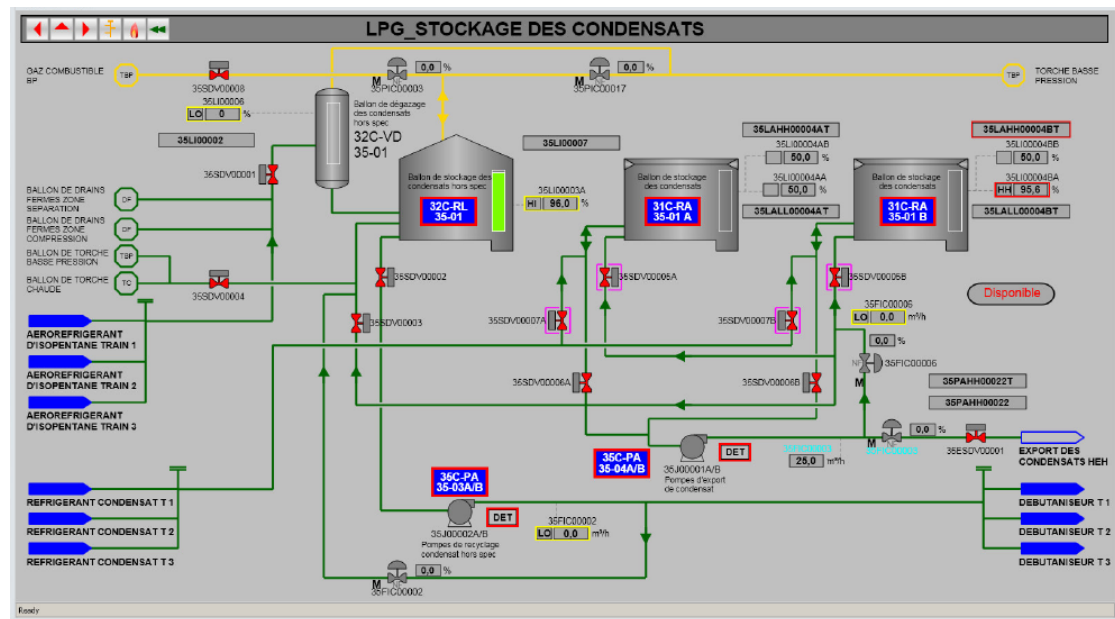


Figure II.12 : Unité de stockage, export & recyclage des condensats [10].

II.3.11.2 Export des condensats

Les pompes d'export verticales 35C-PA-35-04 A/B (2 x 100 %) permettent d'expédier les condensats stabilisés de ZCINA vers une ligne de condensats existante de 10" HMD-HEH via un nouveau pipeline de 4" de 5.305 km de longueur avec une pression d'arrivée de 19 barg. Ces pompes ont une capacité unitaire égale à la production maximale de 4 trains mais permettent néanmoins d'exporter la production journalière maximale de ZCINA en 16 heures (soit 150 % du débit normal) en utilisant la pompe de secours en parallèle de celle en fonctionnement normal dans une configuration 2 x 75 %.

II.3.11.3 Recyclage des condensats

Les condensats hors spec stockés dans le bac 32C-RL-35-01 doivent être retraités. Pour cela, ils sont envoyés vers les débutaniseurs de chaque train de production via les pompes centrifuges verticales 35CPA-35-03 A/B (2 x 100%) lorsque le souhaite l'opérateur.

II.3.12 Pipelines d'export

II.3.12.1 Export d'iso-pentane riche

L'iso-pentane riche provenant du débutaniseur est expédié vers CINA par le pipeline de retour d'huile de LDHP.

II.3.12.2 Export de gaz résiduel

Le gaz résiduel est exporté à travers un pipeline de 40" pour arriver à 28 barg à CINA [9].

II.4 Conclusion

Sonatrach a réalisé une nouvelle unité d'extraction des liquides de gaz associés sur le champ de Hassi Messaoud nord, dénommé GPL ZCINA

L'objectif de cette unité est L'extraction des liquides de gaz associés valorisables provenant de l'unité de traitement de brut CINA et de l'unité de séparation d'huile LDHP pour produire du GPL et Condensats et à réexpédier en retour à CINA un gaz résidu.

Le traitement du gaz consiste, après réception du gaz, à comprimer le gaz à haute pression, puis à le déshydrater, pour ensuite le diriger vers la section de refroidissement pour la séparation primaire par la détente dans un turbo-expandeur. Le gaz obtenu est rectifié dans un absorber et le liquide obtenu est strippé dans un dééthaniseur 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 de réinjections de gaz situées au CIS, via le compresseur 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.

CHAPITRE III

Utilités et sécurité

III. Utilités et Sécurité

III.1 Description de fonctionnement des systèmes utilités

Le terme utilités désigne l'ensemble des installations permettant de production ou distribution un fluide énergétique nécessaire pour alimenter les besoins en énergie motrice, chaleur ou services auxiliaires. Les fluides énergétiques circulent depuis des systèmes de pompage, des générateurs (de vapeur, compresseur ...) ou des transformateurs (électriques) et alimentent les différents procédés industriels. Elles sont indispensables au fonctionnement d'une industrie et car elles servent à la transformation du produit.

Parmi les utilités industrielles, on peut citer : la vapeur, l'eau surchauffée, l'air comprimé (service ou instrument), l'azote, l'huile chaude, les produits chimique, le gaz combustible

III.1.1 Unité 41 : Système d'huile chaude

L'unité d'huile chaude permet de fournir l'énergie requise pour le fonctionnement des rebouilleurs du déethaniseur et du debutaniseur par l'intermédiaire d'un fluide caloporteur.

L'huile chaude arrive sur site en fûts. Elle est ensuite transférée au bac de stockage au moyen de la pompe de vidange des fûts 480-PA-41-02 A/B (une en service et une en magasin). Le bac de stockage d'huile chaude est un bac atmosphérique d'une capacité de 123 m³. L'huile chaude est stockée sous atmosphère inerte (azote), pour éviter le contact avec l'air : en effet, la présence d'oxygène et d'humidité contenue entraîne une dégradation accélérée de l'huile.

L'appoint ou le transfert d'huile chaude est effectué sous contrôle manuel via les pompes de transfert d'huile chaude 480-PA-41-01 A/B vers le ballon d'expansion 481-VL-41-01. Le filtre de charge en huile chaude 480- MB-41-02 A/B permet la rétention de toute particule de taille supérieure ou égale à 150 µm. Chaque train est équipé d'une boucle d'huile chaude.

Le ballon d'expansion d'huile chaude 481-VL-41-01 permet l'expansion thermique du volume de la boucle d'huile chaude au démarrage (montée en température à 170°C environ). La pression de ce ballon est maintenue à 2-3 barg par un système d'inertage à l'azote [9].

Les pompes de circulation d'huile chaude 481-PA-41-01A/B envoient l'huile vers le four 481-UF-41-01(figure III.1), son bypass et les filtres 481-MB-41-01A/B. 10 % du débit total d'huile chaude est filtrée par le 481-MB-41-01A/B pour être débarrassé des solides et des produits de la dégradation de l'huile. L'huile filtrée retourne vers le ballon d'expansion.

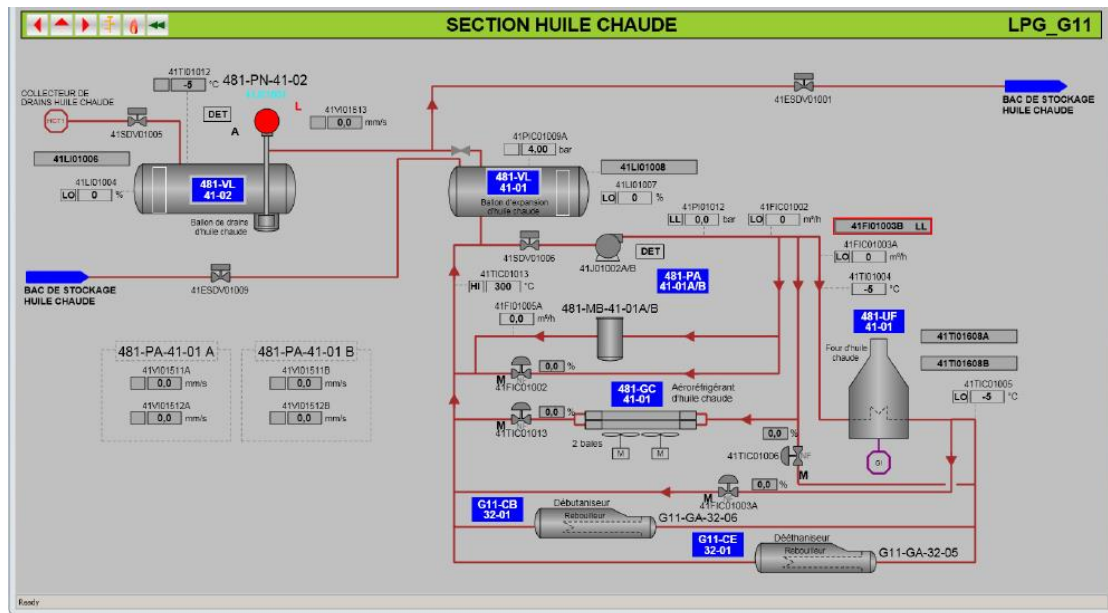


Figure III.1 : Système d'huile chaude [10].

Le système est conçu pour fournir deux niveaux de température : un niveau haut à 275°C pour le rebouilleur du débutaniseur et un niveau intermédiaire à 175°C pour le rebouilleur du dééthaniseur. Le niveau haut est disponible directement à la sortie du four. Le niveau intermédiaire de température est obtenu par le mélange du fluide chaud en sortie du four avec le fluide des pompes de circulation.

Le four d'huile chaude est un four vertical à tirage naturel. Il utilise du fuel gaz comme gaz combustible.

La sortie des deux rebouilleurs G11-GA-32-05 et G11-GA-32-06 est recombining et acheminée vers le ballon d'expansion d'huile chaude.

L'aéroréfrigérant 481-GC-41-01 installé en parallèle de GA-32-05 sert à refroidir l'huile chaude en dessous de 175°C pendant les phases de démarrage, d'arrêt et de perturbation.

Le ballon de drain d'huile chaude 481-VL-41-02 est un ballon horizontal situé dans une fosse de façon à recevoir l'huile chaude par gravité lors de la vidange d'un équipement ou de la boucle. L'huile chaude devra être refroidie à une température inférieure à 90°C avant d'être envoyée dans le réseau de drain d'huile chaude. Le ballon est en équilibre avec la torche chaude. L'huile chaude drainée peut être renvoyée dans le circuit par la pompe 481-PN-41-01, soit vers le ballon d'expansion, soit vers le bac de stockage d'huile chaude. Un raccordement est également prévu sur la ligne de refoulement de la pompe pour permettre le transfert de l'huile chaude dégradée vers un camion [9].

III.1.2 Unité 42 : Injection de produits chimiques

Les produits chimiques sont injectés en différents points du procédé à l'aide de packages d'injection comportant chacun :

- ✓ un bac de stockage
- ✓ d'une pompe doseuse (2 x 100%) (Figure III.2)
- ✓ d'une pompe vide-fût pneumatique

Les taux de dosages sont réglés manuellement pour chaque pompe grâce à un pot de calibration. Toutes les pompes sont mono-tête.

Le ballon de stockage est inerté sous atmosphère d'azote

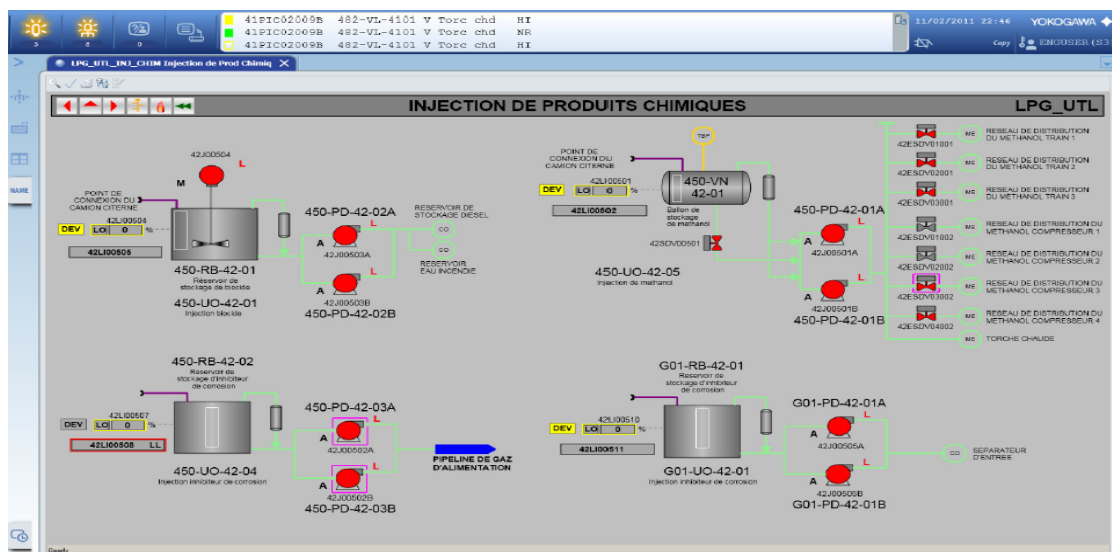


Figure III.2 : Section de produits chimiques [10].

III.1.2.1 Package d'injection de produit méthanol 450-UC-42-05

Dans certains cas dégradés, une injection temporaire de méthanol peut être nécessaire pour éviter ou limiter la formation d'hydrates.

Le package d'injection de méthanol alimente un réseau de distribution pour injecter du méthanol en divers points de l'usine et à divers niveaux de pression. Une PCV sur la tuyauterie de refoulement commune aux deux pompes permet le retour du produit vers le ballon de stockage lors du fonctionnement de la pompe d'injection avec des besoins d'injection variables [9].

III.1.2.2 Package d'injection d'inhibiteur de corrosion pour pipeline 450-UC-42-04

Le gaz de charge est traité avec de l'inhibiteur de corrosion à l'entrée du pipeline de gaz de charge de manière continue pour éviter tout risque de corrosion.

III.1.2.3 Package d'injection d'inhibiteur de corrosion du séparateur d'entrée

Le gaz de charge est traité avec de l'inhibiteur de corrosion à l'entrée du pipeline de gaz de charge. Le gaz sortant du séparateur d'entrée peut ne plus contenir d'inhibiteur de corrosion. Il est alors nécessaire d'injecter de l'inhibiteur de corrosion à la sortie gaz du séparateur d'entrée de manière continue

Le stockage d'inhibiteur de corrosion pipeline gaz est inerté sous atmosphère d'azote.

III.1.2.4 Package d'injection de biocide 450-UO-42-01

Du biocide est injecté en amont des bacs de stockage d'eau incendie 700-RB-71-01 A/B et dans le bac de stockage de diesel 440-RA-62-01. Les injections sont de courte durée et sont effectuées de manière intermittente. L'injection vers ces points n'est pas simultanée.

III.1.2.5 Package d'injection d'hypochlorite de calcium 4P0-UO-53-03

Fait partie de l'unité de potabilisation.

III.1.3 Unités 43 : Les torches

Les réseaux de torche récupèrent les gaz de dépressurisation et d'échappement des soupapes de l'usine GPL, trois réseaux de torchage sont définis selon la contre-pression et la température engendrée par l'écoulement des fluides dans le réseau.

III.1.3.1 Système torche froide

Chaque système de torche froide est composé :

- ✓ d'un réseau et d'un collecteur de torche froide
- ✓ d'un package de torche froide 881-UF-43-01
- ✓ d'un système d'allumage de torche froide 881-FX-43-01
- ✓ du ballon de torche froide 881-VD-43-01.

Chaque système de torche froide est dédié aux équipements d'un train. Cependant, des éléments non présents dans les trains tels que les événements GPL au niveau des sphères de stockage et des pompes de GPL sont aussi connectés au système de torche froide. Un système de vannes avec interlock permet alors de connecter ces sources extérieures aux trains à une torche froide au choix et à maintenir les systèmes de torches froides isolés les uns des autres sont connectés à ce réseau toutes les soupapes et les BDV situées en aval de la section de déshydratation et dont les effluents peuvent atteindre des températures inférieures à 0°C lors de leur décharge dans le réseau de torchage.

La température minimale atteinte lors de la dépressurisation de l'absorbeur est de 80 °C " la métallurgie employée est donc l'acier inoxydable"[9]

Les torches froides (figure III.3) sont de type sonique et équipé d'un système de réduction de consommation de gaz de purge (type venturi).

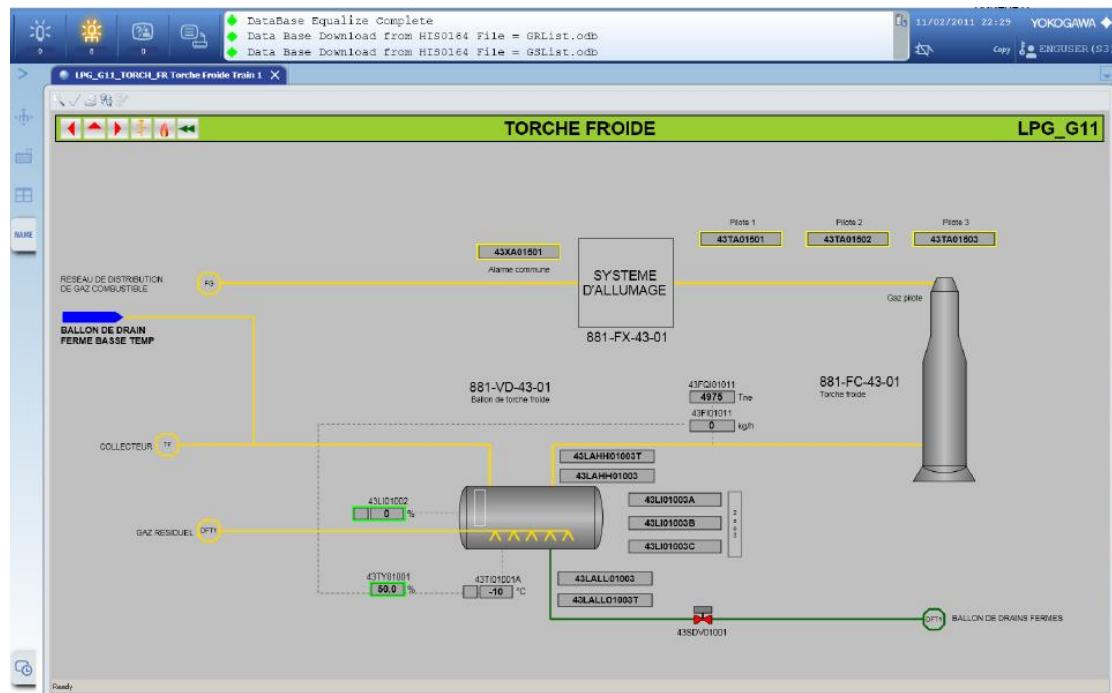


Figure III.3 : Système torche froide [10].

Après décharge à la torche, les liquides collectés au niveau du ballon de torche froide est vaporisé par une injection de gaz résiduel chaud. Les éventuels liquides résiduels non vaporisés sont drainés vers le ballon de drains fermés pour train de traitement OC1-VL-57-04/05/06.

Le collecteur et les sous-collecteurs principaux sont balayés au gaz combustible basse pression afin d'éviter l'entrée d'air dans le réseau.

III.1.3.2 Système torche chaude

Le système de torche chaude est composé :

- ✓ du réseau et du collecteur de torche chaude
- ✓ du package de torche chaude 880-UF-43-01
- ✓ du système d'allumage de torche chaude 880-FX-43-01
- ✓ du ballon de torche chaude 880-VD-43-01
- ✓ des pompes volumétriques associées 880-PG-43-01 A/B.

Le collecteur et les sous collecteurs principaux sont balayés au gaz combustible basse pression afin d'éviter l'entrée d'air dans le réseau.

La torche chaude (figure III.4) est de type sonique et équipé d'un système de réduction de consommation de gaz de purge (type venturi).

La température minimale atteinte lors de la dépressurisation de l'unité de déshydratation est de -38°C." la Métallurgie employée est donc l'acier carbone basse température ".

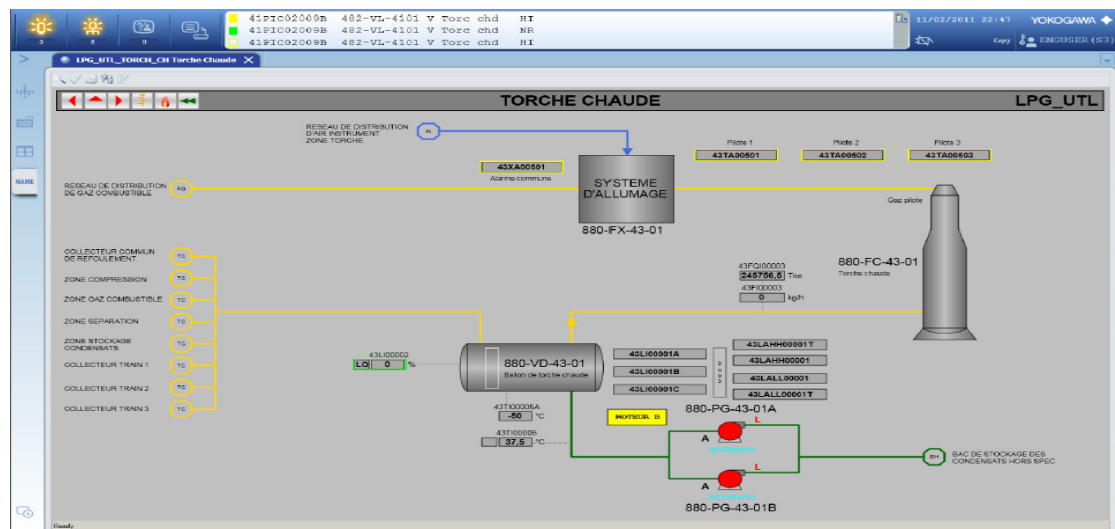


Figure III.4 : Système torche chaude [10].

Les liquides collectés au niveau du ballon de torche chaude sont envoyés vers le bac de condensats hors spec par les pompes 880-PG-43-01 A/B (2 x 100% - une pompe en marche et une pompe secours à démarrage automatique).

III.1.3.3 Système torche basse Pression

Le système de torche basse pression est composé :

- ✓ du réseau et du collecteur de torche basse pression
- ✓ du package de torche basse pression 810-UF-43-01
- ✓ du système d'allumage de torche basse pression 810-FX-43-01
- ✓ du ballon de torche basse pression 810-VD-43-01
- ✓ des pompes volumétriques associées 810-PG-43-01 A/B.

La torche basse pression (figure III.5) est de type standard : système « basse pression » pour la collecte des gaz d'évent du bac de condensat hors spécification et des garnitures des compresseurs. Sont aussi connectées à ce réseau, les soupapes des équipements dont la pression de tarage est trop faible par rapport à la contre-pression maximale qu'il est possible d'obtenir dans les réseaux de torche froide et le réseau ou de torche chaude.

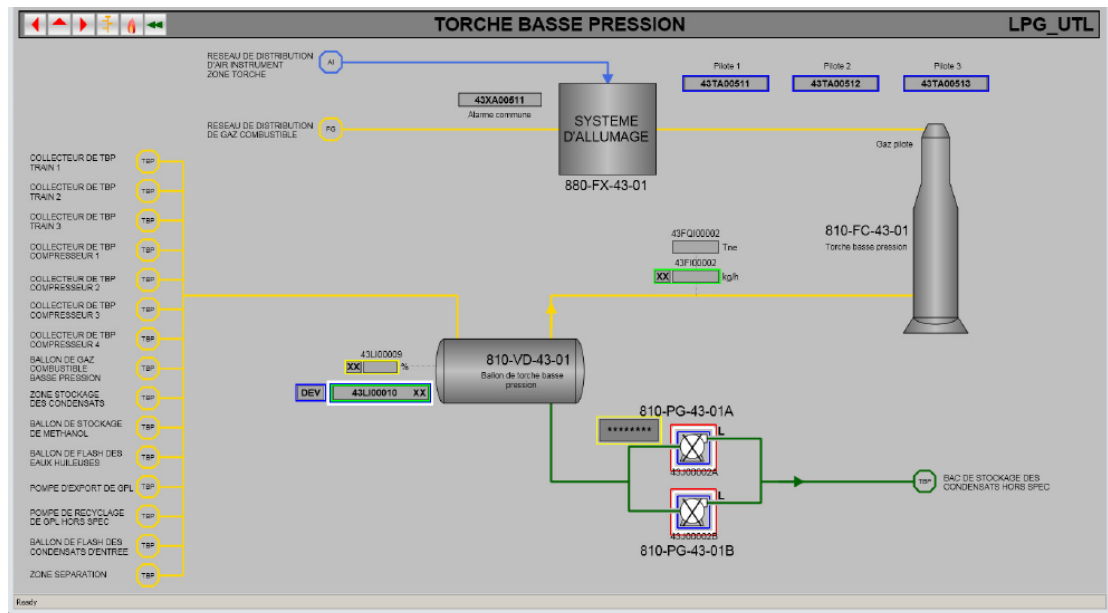


Figure III.5 : Système torche basse Pression [10].

Les liquides collectés au niveau du ballon de torche basse pression sont envoyés vers le réservoir de condensats hors spec par les pompes 810-PG-43-01 A/B (2 x 100% - une pompe en marche et une pompe secours à démarrage automatique).

Le collecteur et les sous-collecteurs principaux sont balayés au gaz combustible basse pression afin d'éviter l'entrée d'air dans le réseau.

III.1.4 Système gaz combustible (Unité 45)

III.1.4.1 Système Gaz combustible haute pression

Ce réseau permet d'alimenter les turbines à gaz des compresseurs du gaz de charge. Cette unité est capable de traiter le fuel gaz nécessaire aux 4 trains de traitement.

III.1.4.2 Système Gaz combustible basse pression

Ce réseau permet d'alimenter :

- ✓ les fours d'huile chaude
- ✓ les fours de gaz de régénération
- ✓ les collecteurs et sous collecteurs des torches en gaz de balayage
- ✓ les pilotes des torches
- ✓ les ballons de flash des condensats
- ✓ le bac de stockage des condensats hors-spec.

Le gaz combustible basse pression provient du manifold de gaz résiduel en aval de l'absorbeur (figure III.6). Il est donc sec et son point de rosée très bas (-75°C) assure l'absence de condensation dans le réseau basse pression. Le liquide éventuel présent dans le gaz de flash est séparé dans le ballon de gaz combustible basse pression 410-VD-45-02. Le liquide accumulé dans le ballon est drainé manuellement par l'opérateur. Le gaz alimente ensuite, sans traitement supplémentaire, les consommateurs de gaz combustible basse pression à une pression de 5.5 à 7 barg et une température de 27°C à 80°C respectivement en hiver et en été [9].

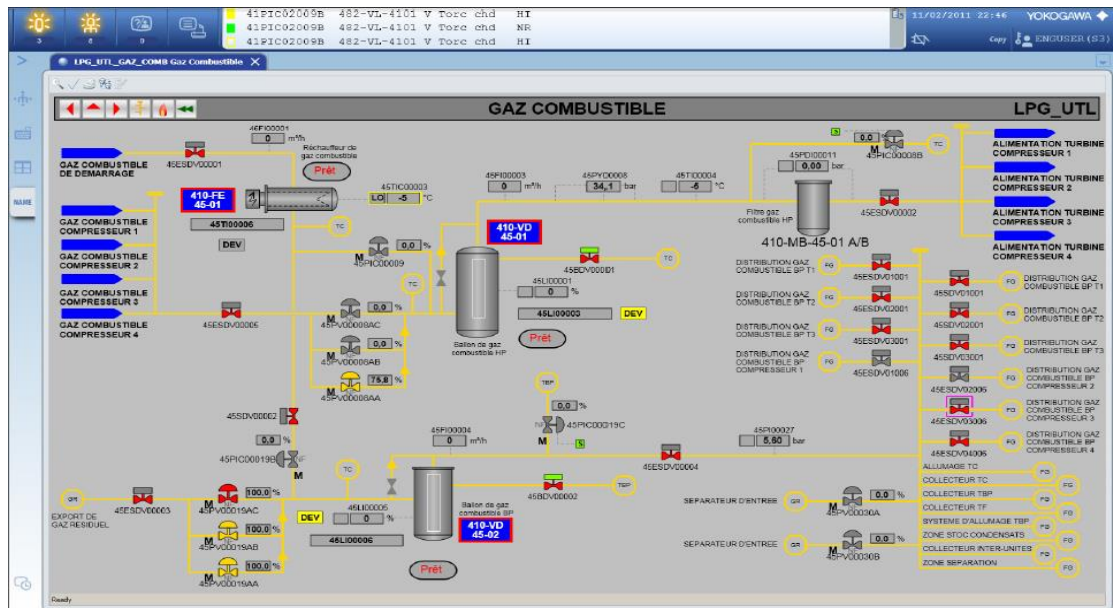


Figure III.6 : Unité de gaz combustible [10].

Le réseau est secouru par deux vannes de régulation de pression connectant le collecteur de gaz résiduel au réseau de gaz combustible basse pression.

III.1.5 Système d'air service et instrument (Unité 63)

L'unité 63 produit l'air instrument, l'air nécessaire à la production d'azote et l'air service.

Le système se compose :

- ✓ d'une compression d'air
- ✓ d'une réserve d'air service
- ✓ d'une unité de séchage d'air
- ✓ d'une réserve d'air instrument.

L'air ambiant est filtré et comprimé jusqu'à 9.5 barg maximum à l'aide de 4 compresseurs électriques à vis sèches d'une capacité unitaire de 1100 Nm³/h d'air sec inclus dans le package 420-UO-63-03 (3 x 33 % en service + 1 x 33 % en secours : configuration à confirmer).

Ces compresseurs ne fonctionneront pas en continu, mais en fonction de la demande en air. La compression d'air étant un service critique pour le fonctionnement de toutes les installations, un compresseur diesel additionnel (420-UO-63-01) d'une capacité de 1100 Nm³/h est installée en secours (figure III.7) [9].

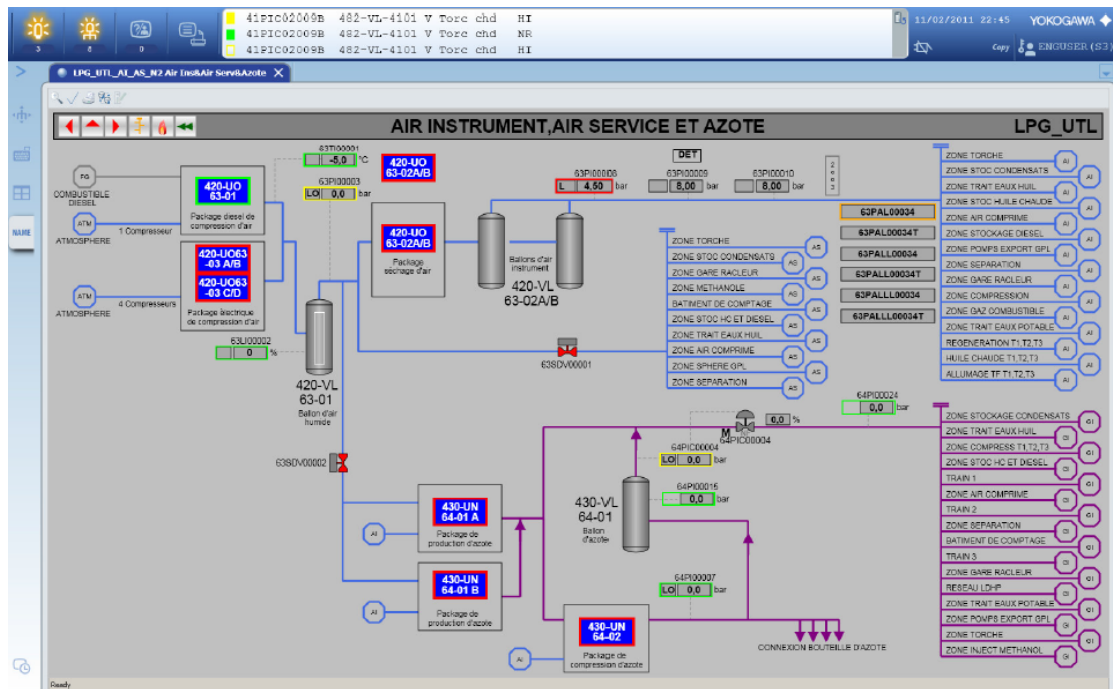


Figure III.7 : Unité d'air service, instrument et azote [10].

Une fois comprimé, l'air est envoyé vers le ballon d'air humide 420-VL-63-01 qui joue le rôle de réserve d'air comprimé (dimensionné pour une autonomie de 5 min avec chute de pression du réseau de 8 à 5 barg), pour être ensuite dirigé soit vers le package de séchage d'air 420-UO-63-02, soit vers le réseau de distribution d'air service ou vers l'unité de production d'azote en fonction de la demande de ces différents services. L'air service est fourni aux stations utilités à une pression nominale de 8 barg. Selon l'utilisation souhaitée, la pression de l'air service peut varier de 8 à 9.5 barg.

L'air comprimé humide est filtré et séché à travers le package 420-UO-63-02 composé de 2 trains de séchage (2 x 100 %) de capacité unitaire de production de 2000 Nm³/h d'air sec. L'air est acheminé à 9 barg maximum vers deux ballons d'air instrument 420-VL-63-02 A/B qui communiquent avec tout le réseau d'air instrument du site. Ces réservoirs sont dimensionnés pour assurer une autonomie de 30 minutes entre la pression normale et la pression minimale. De plus, si la pression d'air instrument chute au-dessous d'un certain seuil, l'alimentation d'air service vers les réseaux d'air service et d'azote sera isolée, afin d'assurer en priorité le maintien en pression du réseau d'air instrument.

Les caractéristiques de l'air instrument sont les suivantes :

P mini = 4 bar g, P normale = 7 bar g, P maxi = 9 bar g

III.1.6 Système d'azote (Unité 64)

Le système d'azote est constitué de l'azote basse pression (entre 5 bar g et 8 bar g) et de l'azote haute pression à 40 bar g.

L'azote de basse pression est utilisé en permanence dans l'usine. Il sert à assurer l'étanchéité des garnitures des compresseurs et de certaines pompes et à maintenir sous atmosphère inerte certains stockages.

Il est aussi utilisé à la demande pour l'inertage des lignes et des capacités lors des démarrages ou lors des phases de maintenance.

L'azote haut pression ne sert qu'au remplissage de bouteilles d'azote.

L'azote basse pression est produit par le package de production d'azote 430-UN-64-01 à partir de l'air comprimé humide. Ce package fournit de l'azote pur à 98%. Il est constitué de deux trains dimensionnés chacun pour 100% de la production requise (2 x 500 Nm³/h d'azote).

Une partie de l'azote est ensuite comprimé à 40 barg par le package de compression d'azote 430-UN-64-02. Il est constitué d'un train électrique de compression dimensionné pour 100% du débit requis (1 x 250 Nm³/h) et d'un réfrigérant. Un seul train est suffisant, car l'azote haute pression n'est utilisé que de façon intermittente pour des opérations particulières.

Le système d'azote comprend par ailleurs le ballon d'azote 430-VL-64-01, maintenu à 40 barg. Il fait office de réserve d'azote pour le réseau d'azote basse pression (autonomie 2000 Nm³) [9].

III.2 Description de fonctionnement des systèmes Sécurité

III.2.1 Système feu & gaz

Le système Feu et Gaz, basé sur un système programmable redondant, installé sur l'unité GPL ZCINA, a pour objectifs de détecter au plus tôt toute situation dangereuse et anormale, d'avertir et alerter le personnel et les personnes présentes dans l'environnement proche de l'unité et d'initier les actions visant à maîtriser ou limiter les conséquences de l'incident détecté.

Le système Feu et Gaz est en charge de :

- ✓ La détection de feu et de gaz sur site à l'intérieur et à l'extérieur des locaux
- ✓ Certaines actions de protection Feu et Gaz (mousse, poudre, déluges, gaz inerte, CO₂...)
- ✓ La transmission au système SGS, par liaisons câblées, d'ordres de déclenchement de certaines actions procédé (mise en sûreté des unités),
- ✓ La transmission au Système d'alarme générale et de diffusion de messages (Public Address / Général Alarm PA/GA), par liaisons câblées, d'ordres d'activation d'alarmes sonores et lumineuses sur site (haut-parleurs et feux clignotants).
- ✓ La logique de démarrage des pompes d'eau incendie
- ✓ L'isolation électrique
- ✓ l'interface avec les systèmes d'HVAC, par des liaisons câblées, afin d'assurer l'arrêt d'urgence de ces systèmes en cas de détection gaz dans les entrées d'air ou dans les bâtiments [9].

Le système de détection feu et gaz sont globalement composés des éléments principaux suivants :

- Des détecteurs feu et gaz implantés sur le site,
- Des alarmes visuelles et sonores implantées dans les bâtiments ou au niveau des portes,
- Deux automates de traitement des signaux placés dans la sous-station GPL.
- Des panneaux de visualisation du système (synoptiques et stations opérateur en salle de contrôle et poste pompier).
- Des centrales d'alarme d'incendie déportées dans les bâtiments
- Des systèmes de communication avec les automates SGS
- Une interface avec le PA/GA, le CCTV, les centrales d'alarme et l'HVAC.

III.2.1.1 Système détecteur des gaz

- ✓ Détecteur de gaz inflammable ponctuel à infrarouges
- ✓ Détecteur de gaz inflammable par barrière linéaire à infrarouges
- ✓ Détecteur électrochimique d'oxygène
- ✓ Détecteur catalytique d'hydrogène

III.2.1.2 Détecteur de flamme à infrarouges

Les détecteurs de flamme sont de type détecteur à triple infrarouge IR3 de FlameGard modèle 40/40I.

Le principe de fonctionnement du détecteur est basé sur la technologie IR3. Cette technologie identifie la signature spectrale unique que le CO₂ (produit par la combustion) présente dans l'infrarouge. La technique utilise trois capteurs à infrarouge, chacun sensible à sa propre portée de longueur d'ondes. Le premier capteur est sensible aux longueurs d'ondes dans les pointes d'émission de CO₂ chaud. Les deux autres capteurs sont sensibles aux longueurs d'ondes au-dessus et en dessous de ces pointes :

.

- ✓ Détecteur ponctuel de chaleur
- ✓ Détecteur de chaleur par câbles thermosensibles
- ✓ Détecteur de fumée

L'implantation des détecteurs de gaz et de flammes est illustrée dans le tableau III.1 suivant récapitule, pour chaque type de détection, la technologie retenue et les installations concernées.

Tableau III.1 : L'implantation des détecteurs de gaz et de flammes [9].

Type de détection	Technologie	Installations
Gaz	Gaz inflammable- Détecteur IR ponctuel	Gares de raclage Séparation d'entrée Comptage Unité de compression de gaz de charge Batiments compresseurs Système de gaz combustible Train de traitement G11 Train de traitement G12 Train de traitement G13 Zone condensats Ballons de torche chaude et BP Traitement eaux huileuses Stockage GPL Générateur diesel de secours Entrées d'air HVAC
	Gaz inflammable – Détecteur IR linéaire	Délimitation Fours / Reste du procédé – Train G11 Délimitation Fours / Reste du procédé – Train G12 Délimitation Fours / Reste du procédé – Train G13 Délimitation zone Air & Azote Délimitation Salle de contrôle / Procédé
	Détecteur électrochimique d'oxygène	Laboratoire (local d'analyse de gaz & local d'analyse de liquide)
	Détecteur catalytique d'hydrogène	Local batterie de la sous-station Local batterie de la salle de contrôle Local batterie du bâtiment sécurité Laboratoire
Flamme	Infrarouge multispectre IR3	Gares de raclage Séparation d'entrée Comptage Drains fermés Séparation Unité de compression de gaz de charge Batiments compresseurs Système de gaz combustible Train de traitement G11 Train de traitement G12 Train de traitement G13 Zone condensats Stockage GPL Réservoir de diesel
	Câble thermo-sensible	Bacs de condensat stabilisé
	Détecteur ponctuel de chaleur	Sous-station électrique Bâtiment maintenance

III.2.1.3 Postes manuels d'alarme incendie

Des boutons poussoir de type « Bris de glace » ou Manuel Alarme sont répartis sur le site. Ils permettent de donner l'alerte en cas de situation dangereuse (incendie, fuite de gaz, incident sur personne...).

L'activation d'un bouton entraîne les actions suivantes :

- ✓ Alarmes sonores et visuelles sur le site
- ✓ Alarmes sonores et visuelles sur les stations opérateurs et le synoptique F&G en salle de contrôle.

III.2.1.3.1 Interphone de sécurité

Des interphones de sécurité de couleur rouge sont répartis sur le site et permettent d'alerter rapidement le service de sécurité du site en cas d'accident. Ils sont implantés à proximité des routes, des accès aux installations et des bâtiments. Leur localisation tient compte des zones à risque (uniquement en zone extérieure).

III.2.1.3.2 Alarmes sonores et visuelles

Un système d'alarme générale et de diffusion de messages permet d'avertir rapidement le personnel sur site de toute situation dangereuse nécessitant une intervention et/ou une évacuation et permet aussi la diffusion de messages d'exploitation ou d'information.

Différentes couleurs sont prévues selon la nature de la situation dangereuse :

- orange pour la détection de gaz inflammable
- rouge pour la détection incendie
- jaune pour le défaut des détecteurs
- bleue pour une alarme d'évacuation

III.2.2 Systèmes de lutte contre l'incendie**III.2.2.1 Stockage, pomperie et réseau d'eau incendie**

L'usine GPL ZCINA dispose d'un système d'eau incendie (figure III.8) comprenant :

- ✓ deux réservoirs de stockage d'eau d'incendie un volume utile de 14 000 m³ chacun.
- ✓ une pomperie d'incendie et un réseau de distribution d'eau incendie maillé et enterré.

Les pompes incendie peuvent être démarrées :

- ✓ Automatiquement par le système feu et gaz, en cas de détection feu confirmé.
- ✓ Manuellement, local ou à distance, par l'opérateur, depuis le synoptique Feu & Gaz de la salle de contrôle

L'arrêt des pompes d'eau incendie est réalisé uniquement en local par un opérateur (quelle que soit la position du commutateur local / distance).

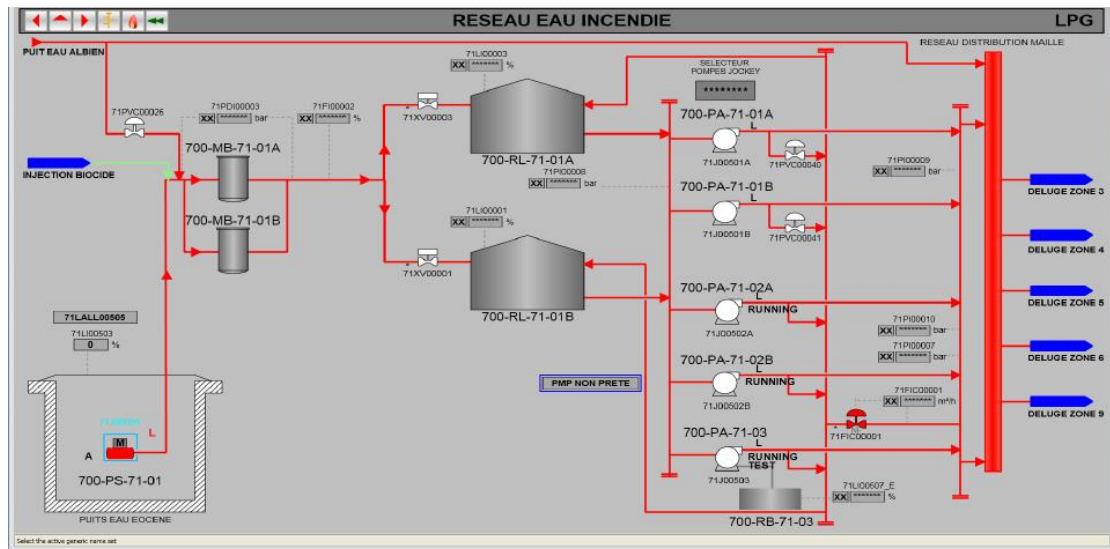


Figure III.8 : Système réseau d'eau incendie [10].

III.2.2.2 Stockage et besoin en émulseur

Les installations de GPL ZCINA sont équipées de systèmes de mousse pour lutter contre les potentiels feux de nappes susceptibles d'être générés par des épandages de condensats. Ces systèmes concernent :

- les bacs de stockage de condensats
- les pompes d'export de condensats
- le package de méthanol

III.2.2.3 Systèmes de délugement eau / mousse

Ces systèmes regroupent tous les moyens fixes de lutte incendie utilisant de l'eau ou une solution moussante comme agent principal. Ils incluent les systèmes de délugement, poteaux incendie, lances monitor et RIA.

L'objectif principal des systèmes de lutte incendie et de délugement est de pouvoir circonscrire ou contenir un feu et/ou de refroidir les équipements susceptibles d'être soumis à des effets thermiques trop importants, de manière à éviter / limiter la propagation d'un incendie.

III.2.2.4 Systèmes d'extinction à gaz inerte

Le site comprend plusieurs bâtiments pour lesquels certaines salles contiennent des armoires "électricité" et "instrumentation" et nécessitent d'être protégées des feux électriques par des systèmes d'extinction automatique à gaz inerte.

III.2.2.5 Systèmes d'extinction à poudre

Des systèmes d'extinction à poudre sont installés pour la protection des équipements suivants :

- ✓ Compresseurs de gaz (brides d'entrée / sortie)
- ✓ Turbo Expandeurs (brides d'entrée / sortie)
- ✓ Transformateurs électriques 30 kV

III.2.2.6 Moyens mobiles de lutte contre l'incendie et équipement de sécurité

Les installations de GPL ZCINA comprennent également des matériels mobiles répartis sur le site et disponibles à tout moment pour lutter contre un sinistre.

- ✓ Des extincteurs sont prévus :
 - sur le site au niveau des zones procédées et des zones de stockage de condensats
 - dans tous les bâtiments
- ✓ Des combinés de douches de sécurité et lave-oeil sont implantés à proximité des risques de nature chimique :
- ✓ Véhicules et équipement d'intervention et de secours :

III.3 Conclusion

Les installations pétrolières de production étant souvent situées dans les zones hors populations doivent subvenir à leurs besoins d'énergie et des équipements de lutte anti-incendie.

Le complexe ZCINA est équipé par des installations permettant de production ou distribution un fluide énergétique nécessaire pour alimenter les besoins en énergie motrice, électrique, chaleur ou services auxiliaires. Les fluides énergétiques circulent depuis des systèmes de pompage, des compresseurs ou des transformateurs (électriques) et alimentent les différents procédés industriels. Elles sont indispensables au fonctionnement d'une industrie et car elles servent à la transformation du produit.

Parmi les utilités industrielles sont l'air comprimé (service ou instrument), l'azote, l'huile chaude, les produits chimique, le gaz combustible avec le système de sécurité qui destiné pour la surveillance et la protection les personnel et les équipements

Chaque système comprend des propres moyens et des équipements de production et de distribution pour fournir l'énergie nécessaire.

CHAPITRE IV

Distillation-Rectification

IV Distillation-Rectification

IV.1 Introduction

Afin d'obtenir des coupes de composants utilisables dans plusieurs applications ou des composants individuels dans lequel on vaporise un mélange de différents constituants miscibles, ou qu'on condense leurs vapeurs, on obtient respectivement une vapeur plus riche, et un liquide plus pauvre, en constituants plus volatils. Bien qu'une opération simple puisse effectuer cette séparation, mais elle ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable, comme on ne peut pas obtenir une séparation complète des constituants, si au cours de l'opération d'importantes quantités de vapeur et de liquide de titres différents seront éliminés. C'est par une vaporisation fractionnée qu'on peut obtenir un liquide ou une vapeur de composition voulue. Et c'est pour cette raison qu'on doit recourir à la rectification.

IV.2 Principe de rectification

La rectification continue est un procédé de séparation en continu d'un mélange de deux liquides par distillation. Un mélange alimente la colonne à un niveau de la colonne que l'on choisit. On soutire un résidu en pied de colonne dont la composition doit être la plus proche possible du produit pur le moins volatil. On récupère en tête de colonne après condensation un condensat dont une partie constitue le distillat et l'autre le reflux. Il faut que la composition du distillat soit la plus proche possible du constituant pur le plus volatil.

La distillation dite flash comporte un étage, mais on parle une rectification lorsqu'il y a plusieurs étages, dans tous les cas et en pratique bien volontiers dite distillation.

Pour que la distillation puisse être réalisée dans de bonnes conditions, il est recommandé :

- ✓ d'avoir une volatilité relative des deux constituants suffisante (de préférence $\alpha = P_A^{\text{sat}} / P_B^{\text{sat}} \geq 1.2$),
 - où P_A^{sat} est la pression de vapeur saturante du composé le plus volatil
 - et est P_B^{sat} la pression de vapeur saturante du composé le moins volatil.
- ✓ de travailler avec des débits importants (typiquement supérieurs à 100 kg/ h) ; et sur des composés chimiquement et thermiquement stables, ne présentant aucun risque d'explosion.

IV.3 Notions sur la distillation

IV.3.1 La volatilité

Pour tout composé, i , d'un mélange, l'équilibre liquide-vapeur (ELV) est caractérisé par la volatilité absolue K_i qui se définit comme le rapport de la fraction molaire du composé i dans la phase vapeur (y_i) sur la fraction molaire du même composé i dans la phase liquide (x_i) [11].

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad \text{IV-1}$$

La détermination des valeurs des K_i , peut se faire soit expérimentalement soit analytiquement en utilisant les modèles thermodynamiques appropriés.

Lorsque $K_i=1$ la distillation ne permet aucun enrichissement par rapport au composé i .

Pour deux composés i et j , on définit la volatilité relative, α_{ij} par le rapport

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \quad \text{IV-2}$$

La séparation entre i et j est d'autant plus difficile que α_{ij} est voisin de 1.

On trouvera ci-après le diagramme de DePriester sur l'annexe permettant la détermination des volatilités d'hydrocarbures légers, sous différentes conditions de pressions et de températures.

IV.3.2 L'équilibre liquide-vapeur

IV.3.2.1 Principe de la distillation

Le principe de la distillation consiste à exploiter la différence de composition entre la phase vapeur (V) et la phase liquide (L) en équilibre. Il est donc nécessaire d'étudier ces équilibres avant d'aborder le calcul d'une colonne à distiller.

Les paramètres à prendre en considération sont la pression, la température et la composition du mélange. Pour la composition on adopte généralement la fraction molaire notée x pour le liquide et y pour la vapeur.

IV.3.2.2 Équations pour les équilibres Liquide-Vapeur (ELV)

À l'équilibre, l'égalité des potentiels chimiques d'un composé i dans les phases liquide et vapeur conduit à l'égalité des fugacités de ce même composé dans les deux phases [11] :

$$f_i^L(T, P, x_i) = f_i^V(T, P, y_i) \quad \text{IV-3}$$

En introduisant les coefficients d'activité en phase liquide et de fugacité en phase gazeuse, l'égalité IV-3 s'exprime par :

$$x_i \gamma_i(T, P, x_i) f_i^{OL}(T, P) = y_i \phi_i(T, P, y_i) P \quad \text{IV-4}$$

- $\gamma_i(T, P, x_i)$: coefficient d'activité de i en solution
- $f_i^{OL}(T, P)$: fugacité de i en phase liquide dans l'état de référence
- $\phi_i(T, P, y_i)$: coefficient de fugacité de i dans le mélange gazeux

La relation IV-4 permet donc d'exprimer la volatilité du composé i :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} + \frac{\gamma_i(T,P,x_i) f_i^{0L}(T,P)}{\phi_i(T,P,y_i)P} = \frac{\gamma_i f_i^{0L}}{\phi_i P} \quad \text{IV - 5}$$

$$\text{Sachant que :} \quad f_i^{0L} = \phi_i^{sat} P_i^{sat} e^{\frac{V_i^L(P-P_i^{sat})}{RT}} \quad \text{IV-6}$$

On obtient :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i \phi_i^{sat} P_i^{sat} e^{\frac{V_i^L(P-P_i^{sat})}{RT}}}{\phi_i P} \quad \text{IV-7}$$

❖ Cas d'une solution réelle et d'un mélange de gaz idéaux

Pour les gaz idéaux, les coefficients de fugacité en phase gazeuse sont égaux à 1 :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i P_i^{sat} e^{\frac{V_i^L(P-P_i^{sat})}{RT}}}{P} \quad \text{IV-8}$$

De plus, pour des pressions basses à modérées, le terme exponentiel, le facteur de Poynting, est voisin de 1 et la volatilité s'exprime simplement par:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i P_i^{sat}}{P} \quad \text{IV-9}$$

❖ Cas d'une solution idéale et d'un mélange de gaz idéaux Le coefficient d'activité vaut 1 et on a :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^{sat}}{P} \quad \text{IV-10}$$

On rappelle les deux lois fondamentales applicables dans ces conditions :

$$\text{Loi de Raoult :} \quad P_i = x_i P_i^{sat} \quad \text{IV-11}$$

$$\text{Loi de Dalton :} \quad P_i = y_i P \quad \text{IV-12}$$

IV.3.2.3 Diagramme d'équilibre Liquide-Vapeur des systèmes binaires

Les équilibres liquide-vapeur des systèmes binaires peuvent facilement se représenter graphiquement et il est important de bien comprendre les diverses représentations de ces équilibres. Les principales représentations, que plus utilisées, sont à pression constante et du type T vs x (ou y) et y vs x tels qu'illustrés aux figures suivantes [11].

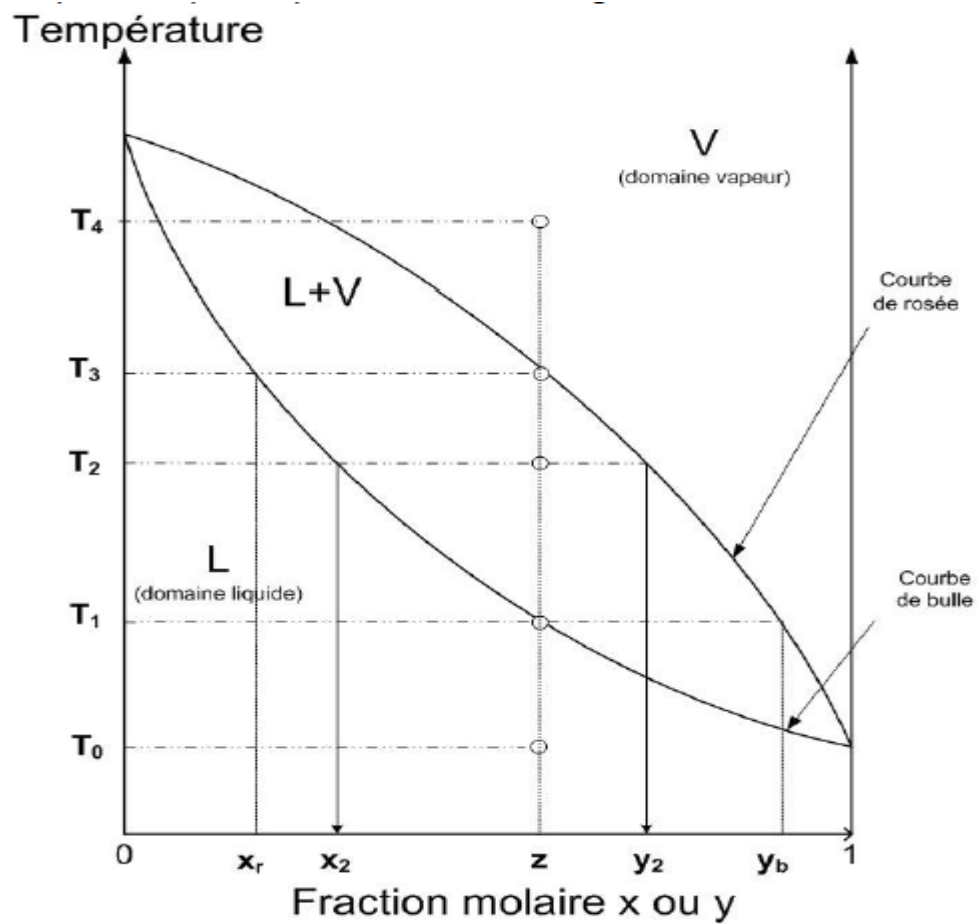


Figure IV.1 : Diagramme d'équilibre Liquide-Vapeur binaires du type T vs x (ou y) [11].

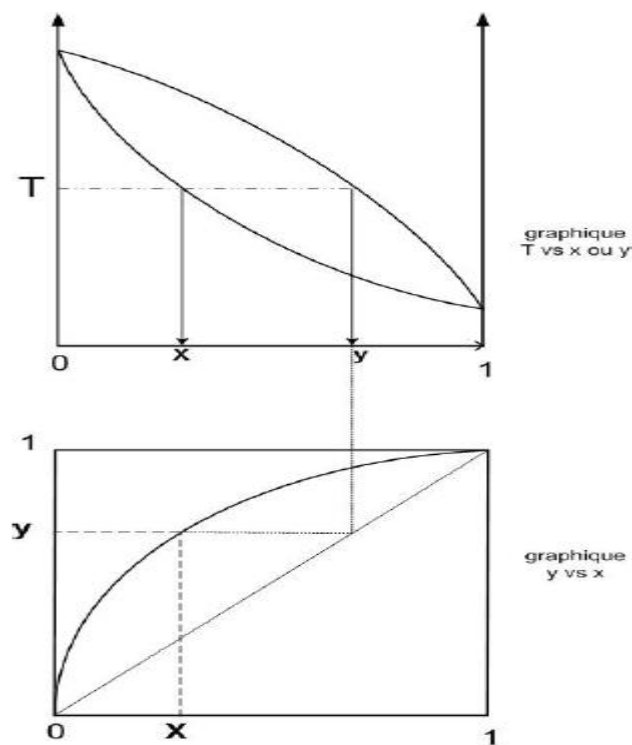


Figure IV.2 : Diagramme d'équilibre Liquide-Vapeur binaires du type y vs x [11].

IV.3.2.3.1 Construction d'un diagramme x vs y à l'aide de la volatilité

Considérons un mélange binaire de deux composants I et J dont les volatilités absolues sont respectivement K_i et K_j . Si on appelle $\alpha = K_i/K_j$, la volatilité relative, on a donc :

$$\alpha = \frac{K_i}{K_j} = \frac{\frac{y_i}{x_i}}{\frac{y_j}{x_j}} = \frac{\frac{y_i}{x_i}}{\frac{1-y_i}{1-x_i}} \Rightarrow y_i(1-x_i) = \alpha x_i(1-y_i) \Rightarrow y_i[(1-x_i) + \alpha x_i] = \alpha x_i$$

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{1+(\alpha-1)x_i} \quad \text{IV-13}$$

Si on peut supposer que la volatilité relative, α , est indépendante de la température et de la composition, cette équation permet de calculer aisément la courbe y vs x pour ce mélange binaire.

IV.3.2.3.2 Construction d'un diagramme T vs x-y à l'aide des pressions de saturation

Soit un mélange binaire A-B sous une pression constante P. On suppose que la solution est idéale, le mélange gazeux parfait et que les expressions des pressions de saturation de A et de B avec la température sont connues.

Avec la loi de Raoult, on a

$$\begin{aligned} P_i &= x_i P_i^{\text{sat}} & P_j &= x_j P_j^{\text{sat}} \\ P_i &= y_i P & P_j &= y_j P \end{aligned}$$

$$\text{Soit l'expression } x_i = \frac{P - P_j^{\text{sat}}}{P_i^{\text{sat}} - P_j^{\text{sat}}} \quad \text{IV-14}$$

$$\text{Et on obtient } y_i \text{ avec : } y_i = \frac{P_i^{\text{sat}} x_i}{P} \quad \text{IV-15}$$

Après avoir identifié le domaine de températures pertinent pour le binaire I-J, on choisit différentes valeurs de la température dans cet intervalle et pour chaque température, on calcule les pressions de saturation de I et J puis les valeurs de x_i et y_i avec les relations IV-14 et 15.

Pour le calcul des pressions de saturation, on rappelle par exemple l'équation d'Antoine [11] :

$$\log_{10} P^{\text{sat}} = A - \frac{B}{C+T} \quad \text{IV-16}$$

P : pression de saturation en mm de Hg

T : température en °C

A, B, C : constantes d'Antoine (Annexe)

IV.3.2.3.3 Règle des bras de leviers inverses

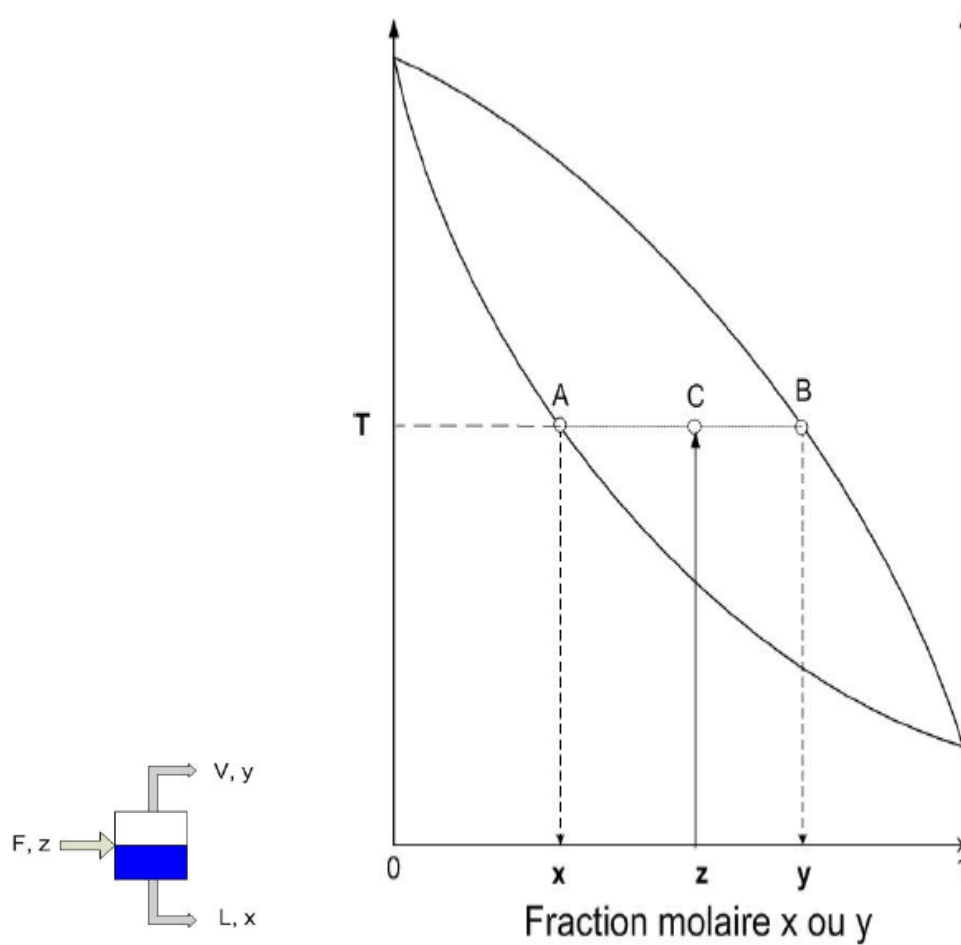


Figure IV.3 : Diagramme d'équilibre Liquide-Vapeur Règle des bras de leviers [11].

Faisons les bilans matière total et partiel :

$$F = L + V$$

$$z F = x L + y V \Rightarrow$$

$$\frac{V}{F} = \frac{(z-x)}{(y-x)} = \frac{AC}{AB} \quad \text{IV-17}$$

$$\frac{L}{F} = \frac{(z-y)}{(x-y)} = \frac{CB}{AB} \quad \text{IV-18}$$

Finalement :

$$\frac{V}{L} = \frac{AC}{CB} \quad \text{IV-19}$$

Ces relations sont très utiles pour obtenir directement sur un graphique les proportions des phases produites à l'équilibre [11].

IV.3.3 Étage (ou plateau) théorique

La distillation utilise le concept d'étage théorique qui se définit par le fait que tous les courants quittant l'étage théorique sont à l'équilibre thermodynamique : égalité des pressions, égalité des températures, égalité des potentiels chimiques de chaque composé dans toutes les phases (ce qui équivaut au respect de la relation $K_i = y_i/x_i$).

L'étage théorique correspond à une situation idéale pour laquelle :

- les temps de contact entre les phases liquide et vapeur sont suffisamment longs
- il n'y a pas de limitation au transfert de matière

En pratique, le plateau d'une colonne a une certaine efficacité qui caractérise sa capacité de s'approcher au mieux du plateau théorique.

IV.3.4 Transfert de chaleur et transfert de matière

En gros sachant ce qui rentre dans la colonne et ce que l'on veut en extraire, on distingue :

IV.3.4.1 Bilan matière

En fonctionnement 'normal', toute la matière qui entre dans la tour en ressort. Ce qui signifie que la quantité de matière entrante est égale à la quantité de matière sortante. C'est une application directe du principe de conservation bien connu : 'rien ne se perd, rien ne se crée, tout se transforme'

IV.3.4.2 Bilan Thermique

L'énergie est apportée dans la colonne sous forme de chaleur. Par conséquent, le bilan de l'énergie correspond au bilan thermique et la chaleur entrant dans une colonne doit correspondre à la chaleur extraite de celle-ci.

IV.3.5 Taux de reflux

On caractérise le reflux par le taux de reflux.

- ✓ Le taux de reflux interne est le rapport du débit liquide (L) retourné en tête sur le débit de vapeur (V) sortant de la colonne ($R = L/V$).
- ✓ Le taux de reflux externe est le rapport du débit liquide (L) retourné en tête sur le débit de distillat (D) produit ($R = L/D$) [12].

IV.3.6 Reflux optimum

Le reflux optimum découle de considérations économiques. En effet, au reflux minimum, il faut un nombre de plateaux infini et le coût de l'installation devient infini. Si le reflux augmente, le nombre de plateaux diminue et le coût des équipements (frais fixes) diminue. Cependant l'augmentation du reflux engendre une augmentation des frais associés au chauffage du rebouilleur et au refroidissement du condenseur. Il existe donc une valeur optimale du reflux qui minimise les coûts.

Souvent on utilise comme règle $R_{\text{optimal}} = 1.2 R_{\text{minimum}}$.

IV.4 Distillation des mélanges binaires Méthode de Mac Cabe et Thiele

On distingue sur la figure IV.1 les trois zones sur lesquelles nous allons écrire les bilans matières :

- 1) zone de rectification
- 2) zone d'épuisement

3) toute l'unité

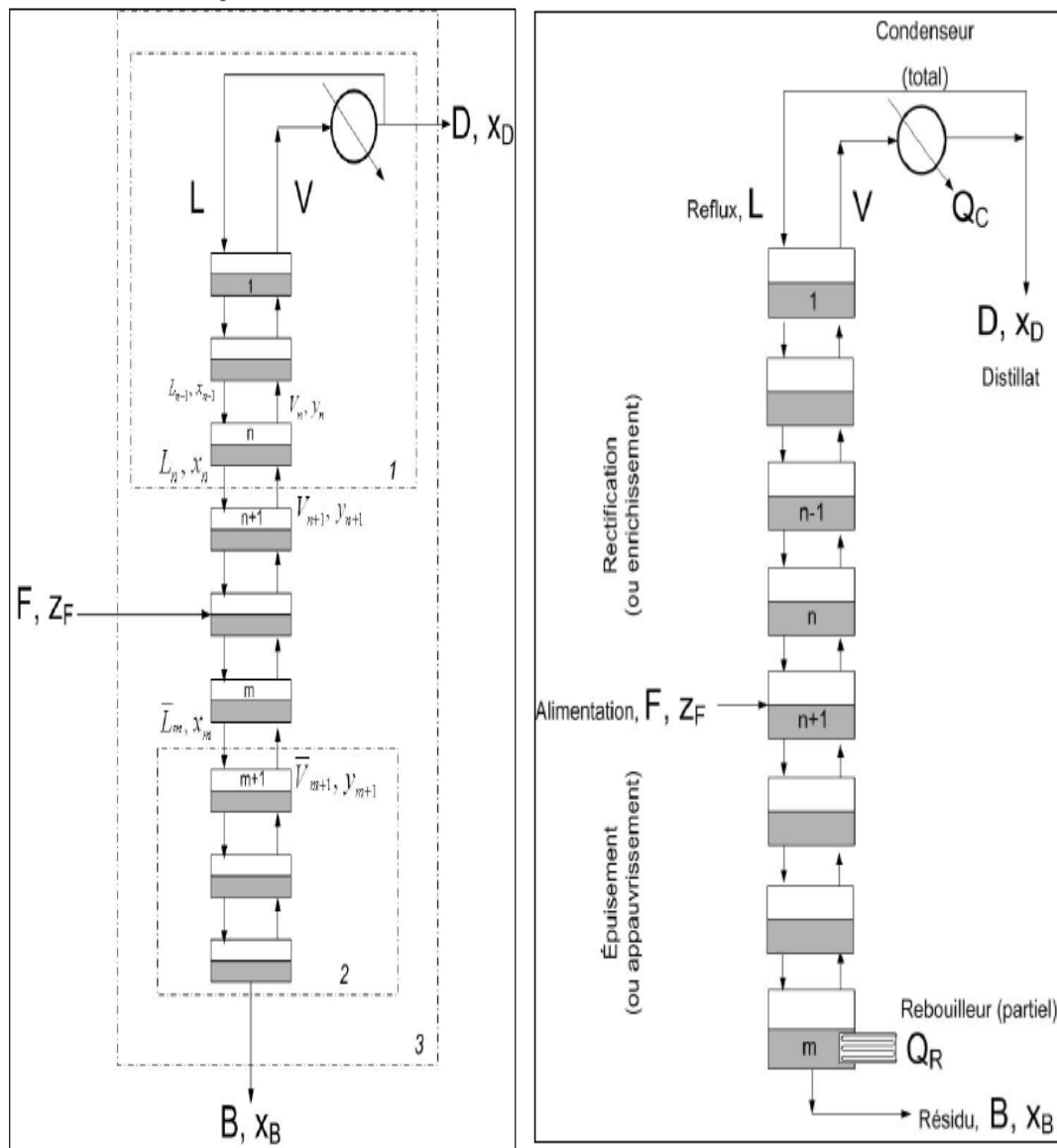


Figure IV.4 : Colonne de distillation [11].

IV.4.1 Bilan matière sur l'unité

Bilan matière global : $F = D + B$
 Bilan en composé le plus volatil : $z_F F = x_D D + x_B B$

- ✓ Où F , B et D sont respectivement les débits totaux à l'alimentation, au résidu et au distillat.
- ✓ z_F , x_B et x_D sont respectivement les titres en composé le plus volatil à l'alimentation, au résidu et au distillat.

IV.4.2 Bilan matière dans la zone de rectification

$$V_{n+1} = L_n + D \quad \text{et} \quad y_{n+1} V_{n+1} = x_n L_n + x_D D \Rightarrow$$

$$y_{n+1} = x_n \frac{L_n}{V_{n+1}} + x_D \frac{D}{V_{n+1}} \quad \text{IV-20}$$

L'équation IV-13 ci-dessus relie la composition du liquide x_n avec celle de la vapeur y_{n+1} : il s'agit donc des compositions de deux courants qui se croisent. Cette équation définit la ligne opératoire de la zone de rectification. Dans un diagramme y vs x , on trouvera sur la ligne opératoire les points de coordonnées (x_n, y_{n+1}) qui correspondent à deux courants qui se croisent.

IV.4.3 Bilan matière dans la zone d'épuisement

$$L'_m = V'_{m+1} + B \quad \text{et} \quad = x_m L'_m = y_{m+1} V'_{m+1} + x_B B \Rightarrow$$

$$y_{m+1} = x_m \frac{L'_m}{V'_{m+1}} + x_B \frac{B}{V'_{m+1}} \quad \text{IV-21}$$

On obtient ainsi l'équation de la ligne opératoire de la zone d'épuisement

IV.4.4 Hypothèses de LEWIS.

Hypothèses simplificatrices de Lewis pour la méthode de McCabe et Thiele vont permettre de simplifier les expressions des équations des lignes opératoires. Ces hypothèses, connues en anglais sous le terme "constant molal overflow assumptions" sont les suivantes :

- ✓ la colonne est adiabatique;
- ✓ la chaleur de mélange des deux constituants du binaire est nulle
- ✓ les enthalpies de vaporisation de ces deux constituants sont proches.

Ces 3 hypothèses impliquent donc que lorsqu'une partie de la vapeur se condense sur un plateau, la chaleur ainsi récupérée n'est pas dissipée vers l'extérieur puisque le système est adiabatique, elle est donc disponible pour entraîner la vaporisation d'une partie du liquide. Comme les chaleurs de mélange sont négligeables et que les chaleurs de vaporisation sont égales, la condensation d'une mole de vapeur conduit à la vaporisation d'une mole du liquide [11].

$$L_n = L_{n-1} = \text{Constante} = L \quad V_n = V_{n-1} = \text{Constante} = V$$

$$L'_m = L'_{m+1} = \text{Constante} = L' \quad V'_m = V'_{m+1} = \text{Constante} = V'$$

Dans ces conditions, les lignes opératoires sont alors simplement des droites opératoires dont les équations sont les suivantes :

$$\text{Rectification} \quad y_{n+1} = \left(\frac{L}{V}\right) x_n + \left(\frac{D}{V}\right) x_D \quad \text{IV-22}$$

$$\text{Epuisement} \quad y_{m+1} = \left(\frac{L'}{V'}\right) x_m - x_B \left(\frac{B}{V'}\right) \quad \text{IV-23}$$

Sur un diagramme y - x , les courants qui se croisent entre les plateaux sont des points de coordonnées $[x_n, y_{n+1}]$ ou $[x_m, y_{m+1}]$ qui appartiennent aux droites opératoires. Pour tracer une droite il faut soit connaître deux points, soit connaître un point et la pente. Nous allons chercher un point particulier de chacune des droites opératoires en trouvant l'intersection de ces droites avec la droite $y=x$.

❖ Zone de rectification:

$$y = x = \left(\frac{L}{V}\right) x + \left(\frac{D}{V}\right) x_D \Rightarrow x \left(1 - \frac{L}{V}\right) = \left(\frac{D}{V}\right) x_D \Rightarrow x \left(\frac{V-L}{V}\right) = x \left(\frac{D}{V}\right)$$

$$= \left(\frac{D}{V}\right) x_D \Rightarrow x = x_D$$

La droite opératoire de la zone de rectification passe donc par le point de coordonnée $[x_D, x_D]$ et a une pente égale à L/V

❖ Zone d'épuisement :

$$y = x = \left(\frac{L'}{V'}\right)x - \left(\frac{B}{V'}\right)x_B \Rightarrow x \left(1 - \frac{L'}{V'}\right) = -\left(\frac{B}{V'}\right)x_B \Rightarrow x \left(\frac{V' - L'}{V'}\right) = x \left(\frac{-B}{V'}\right) \\ = -\left(\frac{B}{V'}\right)x_B \Rightarrow x = x_B$$

La droite opératoire de la zone d'épuisement passe donc par le point de coordonnée $[x_B, x_B]$ et a une pente égale à L'/V' .

IV.4.5 Principe de la méthode de Mc Cabe et Thiele

Pour résoudre un problème de distillation, il faut satisfaire des équations d'équilibre liquide-vapeur sur chaque étage et de bilan matière (total et partiel) entre les étages. Sur un graphique $y-x$. Le principe de la méthode graphique de résolution de Mc Cabe et Thiele est le suivant :

- les courants qui sortent d'un étage sont à l'équilibre et correspondent donc à un point de la courbe d'équilibre
- les courants qui se croisent entre les étages correspondent à des points appartenant aux droites opératoires.

La construction consiste en un tracé en escalier qui passe successivement de la droite opératoire à la courbe d'équilibre.

On verra plus loin comment se fait le changement de droites opératoires.

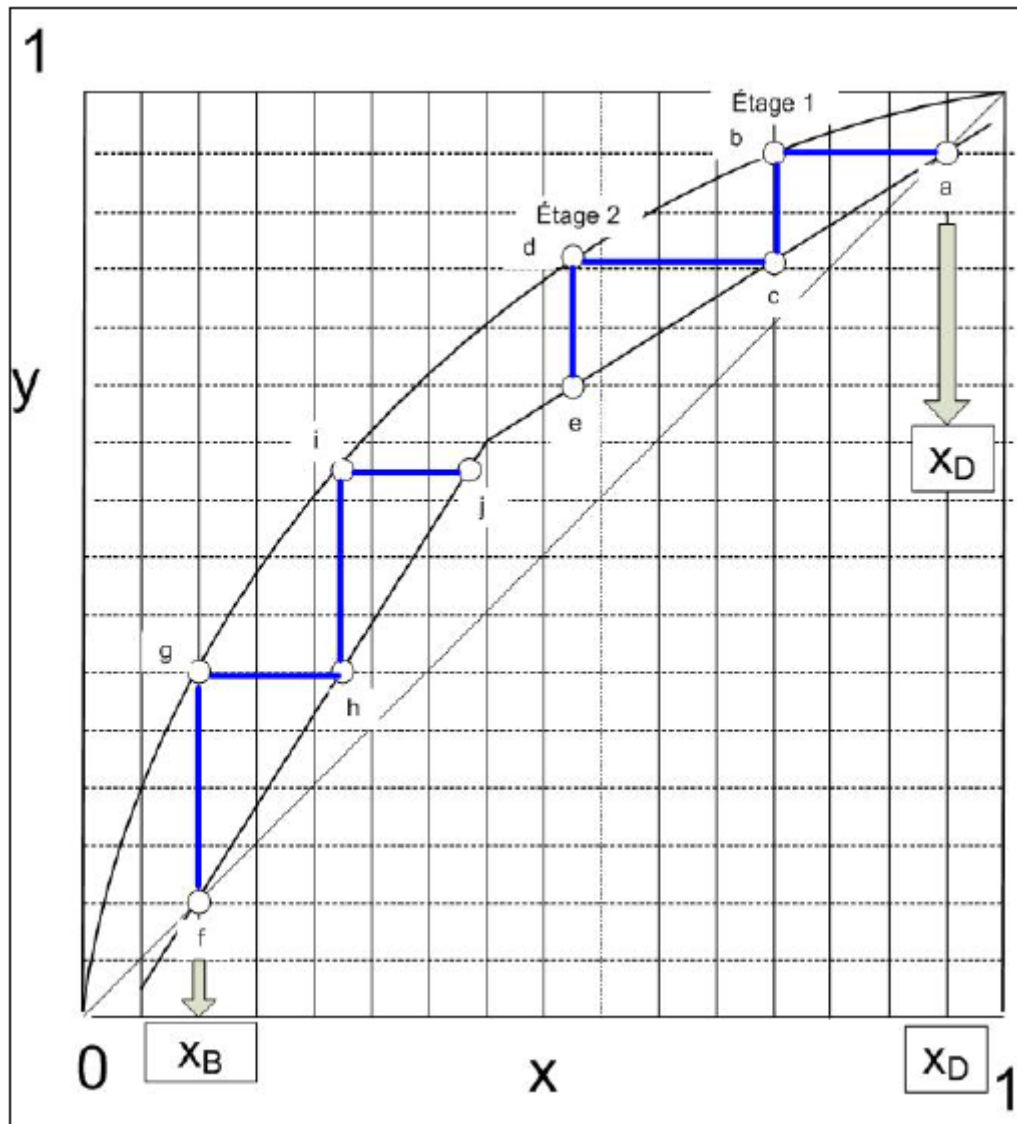


Figure IV.5 : La méthode graphique de résolution de Mc Cabe et Thiele [11].

IV.5 Distillation de mélanges multi composants : méthode abrégée de résolution

Dans le cas de mélanges complexes, l'ensemble des équations de bilans matières, bilans enthalpiques et d'équilibres thermodynamiques de tous les étages, doivent être résolues.

Des logiciels comme UniSim ou Aspen permettent de résoudre ces problèmes.

Cependant, avant de se lancer dans ces résolutions complexes, il est toujours intéressant de pouvoir disposer d'une solution approximative du problème. La

méthode de Fenske- Underwood-Gilliland qui va permettre de faire une conception préliminaire d'une colonne à distiller [11].

IV.5.1 Composés clés

Pour caractériser la séparation, parmi les composés du mélange, on définit des composés clés : la clé légère (LK = light key) est le produit que l'on souhaite récupérer préférentiellement dans le distillat alors que la clé lourde (HK = heavy key) est le composé récupéré préférentiellement dans le résidu. Le choix des clés dépend des produits cibles que l'on veut séparer.

Sur la colonne au-dessus, faisons un bilan sur l'enveloppe en trait pointillé.

Bilan total:

$$V_{n-1} - L_n = 0 \Rightarrow V_{n-1} = L_n \quad \text{IV-24}$$

Bilan partiel par rapport au composé i:

$$y_{i,n-1}V_{n-1} - x_{i,n}L_n = 0 \Rightarrow y_{i,n-1}L_n - x_{i,n}L_n = 0$$

$$y_{i,n-1} = x_{i,n} \quad \text{IV-25}$$

Sur chaque étage l'équilibre : thermodynamique s'écrit :

$$y_{i,n} = K_{i,n}x_{i,n} \quad (\text{IV.3})$$

Nous allons utiliser les relations IV.24 et IV.25 en partant du bas de la colonne et en remontant :

$$\begin{aligned} y_{i,1} &= K_{i,1}x_{i,1} & y_{i,1} &= x_{i,2} = K_{i,1}x_{i,1} \\ y_{i,2} &= K_{i,2}x_{i,2} & y_{i,2} &= x_{i,3} = K_{i,2}K_{i,1}x_{i,1} \\ y_{i,3} &= K_{i,3}x_{i,3} & y_{i,3} &= x_{i,4} = K_{i,3}K_{i,2}K_{i,1}x_{i,1} \end{aligned}$$

$$y_{i,n} = K_{i,n}K_{i,n-1}K_{i,n-2} \dots \dots \dots K_{i,3}K_{i,2}K_{i,1}x_{i,1} \quad \text{IV-26}$$

De même pour le composé J on aurait :

$$y_{j,n} = K_{j,n}K_{j,n-1}K_{j,n-2} \dots \dots \dots K_{j,3}K_{j,2}K_{j,1}x_{j,1} \quad \text{IV-27}$$

On rappelle que la volatilité relative, α , entre les composés i et j sur chaque plateau, α est le rapport (K_i/K_j). Faisons le rapport des relations [IV.26] et [IV.27] et nous obtenons :

$$\frac{y_{i,n}}{y_{j,n}} = \alpha_n \alpha_{n-1} \alpha_{n-2} \dots \dots \dots \alpha_2 \alpha_1 \left(\frac{x_{i,1}}{x_{j,1}} \right) \quad \text{IV-28}$$

Mais $y_{i,n} = x_{i,n+1}$ et $y_{j,n} = x_{j,n+1}$

Si on se place au dernier étage en haut de la colonne, $n=P=N_{\min}$ on a donc :

$$\left(\frac{x_{i,N_{\min}+1}}{x_{i,1}}\right)\left(\frac{x_{j,1}}{x_{j,N_{\min}+1}}\right) = \prod_{k=1}^{N_{\min}} \alpha_k \quad \text{IV-29}$$

- $x_{i,N_{\min}+1}$ et $x_{j,N_{\min}+1}$ sont les fractions molaires du reflux et égales à celles du distillat pour un reflux total $x_{i,D}$ et $x_{j,D}$
- $x_{i,1}$ et $x_{j,1}$ sont les fractions molaires en pied : $x_{i,B}$ et $x_{j,B}$

Si la volatilité du couple i-j reste constante dans la colonne, $\alpha_k \simeq \text{constante} \simeq \alpha_{ij}$, alors

$$\left(\frac{x_{i,N_{\min}+1}}{x_{i,1}}\right)\left(\frac{x_{j,1}}{x_{j,N_{\min}+1}}\right) = \alpha_{ij}^{N_{\min}} \quad \text{IV.30}$$

Et obtient l'équation de Fenske:

$$N_{\min} = \frac{\log\left[\frac{x_{i,N_{\min}+1}}{x_{i,1}} \cdot \frac{x_{j,1}}{x_{j,N_{\min}+1}}\right]}{\log \alpha_{ij}} \quad \text{IV.31}$$

Si on choisit comme composé i la clé légère et comme composé j la clé lourde, les compositions sur les premier et dernier étages de la colonne correspondent aux spécifications du problème par rapport aux composés clés. On peut donc utiliser ces valeurs des compositions pour calculer $N_{\min}$.

Une forme souvent plus pratique de l'équation de Fenske utilise les débits plutôt que les fractions molaires. Si D et B sont les débits totaux de distillat et de résidu, on appelle d_i et d_j les débits molaires de chaque composé i dans le distillat et b_i et b_j ceux dans le résidu :

$$\left(\frac{x_{i,N_{\min}+1}}{x_{j,N_{\min}+1}}\right) = \left(\frac{D x_{i,N_{\min}+1}}{D x_{j,N_{\min}+1}}\right) = \left(\frac{d_i}{d_j}\right) \quad \text{et} \quad \left(\frac{x_{i,1}}{x_{j,1}}\right) = \left(\frac{b_i}{b_j}\right)$$

Et l'équation de Fenske s'écrit alors :

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{d_i b_j}{d_j b_i}\right)}{\log \alpha_{ij}} \quad \text{IV-32}$$

Avec i=clé légère et j=clé lourde

IV.5.2 Reflux minimum

Le reflux minimum correspond au cas limite d'une colonne ayant un nombre infini de plateaux. C'est-à-dire qu'il existe dans la colonne une (ou plusieurs) région pour laquelle les courants qui entrent dans un plateau sont déjà à l'équilibre. Pour les binaires cette situation correspondait à l'intersection ou à la tangence d'une droite opératoire avec la courbe d'équilibre. La détermination du reflux minimum pour les mélanges complexes résulte de la résolution d'un ensemble d'équations caractérisant des bilans matières, les relations d'équilibre et l'état thermodynamique de

l'alimentation. Le développement des équations serait long et fastidieux et nous allons simplement donner les relations obtenues par Underwood (Chem Eng. Prog. 1948; 44 :603) dans le cas où il n'y a pas de composé distribué [11].

La méthode consiste d'abord à trouver (par itération) la valeur du paramètre θ tel que :

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ir} Z_i}{\alpha_{ir} - \theta} = 1 - q \quad \text{Avec } \alpha_{HK} < \theta < \alpha_{LK} \quad \text{IV-33}$$

On choisit comme référence la clé lourde et les volatilités sont estimées à la température moyenne de la colonne.

Le paramètre q , qui caractérise l'état thermodynamique de l'alimentation par rapport à ceux de la vapeur et du liquide est défini par l'équation :

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} \quad \text{IV-34}$$

Pour une alimentation qui est sous forme d'un liquide sous-refroidi le terme $(H_V - H_F)$ correspond à l'énergie nécessaire pour réchauffer le liquide jusqu'à sa température d'ébullition (point de bulle, T_b) puis pour le vaporiser.

On remarque que $(H_V - H_L)$ correspond à la chaleur latente de vaporisation du liquide, ΔH_{vap} . On a donc l'expression :

$$\checkmark \text{ liquide sous refroidi : } q = 1 + \frac{C_{PL}(T_b - T_F)}{\Delta H_{vap}} \quad \text{IV-35}$$

Pour une vapeur surchauffée, le terme $(H_V - H_F)$ correspond à l'énergie nécessaire pour refroidir la vapeur jusqu'à sa température de condensation (point de rosée, T_r). On a donc :

$$\checkmark \text{ vapeur surchauffée : } q = - \frac{C_{PL}(T_F - T_r)}{\Delta H_{vap}} \quad \text{IV-36}$$

Puis, on utilise cette valeur de θ pour trouver la valeur du reflux minimum externe ($R_{min}=L/D$):

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ir} x_{id}}{\alpha_{ir} - \theta} = \left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1 \quad \text{IV-37}$$

Où x_{id} est la fraction molaire du composé i dans le distillat

IV.5.3 Choix du reflux d'opération et du nombre réel de plateaux

En général on utilise la règle suivante pour le choix du reflux réel d'opération:

$$\frac{R}{R_{min}} = 1.3 \quad \text{IV-38}$$

Le reflux, R , étant choisi, on trouvera le nombre réel de plateaux, N , en utilisant l'approche de Gilliland (Ind. Eng. Chem 1940 ; 32 :1220) qui a relié la variation du paramètre $X=(R-R_{min})/(R+1)$ en fonction du paramètre $Y= (N-N_{min})/(N+1)$. Les résultats de Gilliland ont été corrélés par Eduljee (Hydro. Proc. 1975 ; 54 (9) 120) suivant [11]:

$$Y = 0.75 - 0.75X^{0.5668} \quad \text{IV-39}$$

Avec

$$X = \frac{R-R_{min}}{R+1} \quad Y = \frac{N-N_{min}}{N+1}$$

$$\Rightarrow \quad N = \frac{Y+N_{min}}{1-Y} \quad \text{IV-40}$$

IV.5.4 Position du plateau d'alimentation

La relation de Kirkbride (Petroleum Refinery. 1944 ; 23 [9] 87-102) permet le calcul du rapport du nombre d'étages dans la zone de rectification, N_R , sur le nombre d'étages dans la zone d'épuisement N_S :

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\frac{Z_{HK}}{Z_{LK}} \cdot \left(\frac{x_{B,LK}}{x_{D,HK}} \right)^2 \frac{B}{D} \right]^{0.206} \quad \text{IV-41}$$

La somme (N_R+N_S) étant connue, on trouve alors la position de l'alimentation. Il faut retenir que la position optimale de l'alimentation est celle qui perturbe le moins le fonctionnement du plateau.

IV.6 Principe de fonctionnement d'une colonne de distillation

Une colonne à distiller est un appareil permettant l'échange de matière et de chaleur entre une phase vapeur ascendante et une phase liquide descendante. C'est un contacteur gaz-liquide multi-étage qui est constitué d'un ensemble de plateaux comme illustré au-dessous. Le mélange à distiller, qu'on appelle l'alimentation F (de composition z_F), est introduit à un certain niveau de la colonne. Pour obtenir le contre-courant gaz/liquide deux pièces d'équipements sont alors très importantes: en pied de colonne, il y a un rebouilleur qui permet de vaporiser le liquide alors qu'en tête, il y a un condenseur qui permet de condenser le courant vapeur V sortant. Une partie du liquide récupéré au condenseur est alors retourné dans la colonne: c'est le reflux, L. L'autre partie est récupérée est constitué le distillat D (composition x_D). En pied de colonne, on récupère le résidu B (composition x_B). Les zones de la colonne situées respectivement au-dessus et en dessous de l'alimentation s'appellent respectivement les zones de rectification ou d'enrichissement) et d'épuisement (ou d'appauvrissement)

IV.7 Les différents types de colonnes à distiller

On distingue

IV.7.1 Les colonne à plateau

Dans une colonne à plateaux, le plateau est l'élément actif de la colonne : c'est le contacteur gaz-liquide sur lequel s'opère l'échange entre les phases. La colonne est un contacteur entre une vapeur ascendante et un liquide descendant afin d'assurer la descente du liquide, chaque plateau est muni d'un déversoir qui permet au liquide de descendre sur le plateau inférieur. Si le débit liquide dans la colonne est important, plusieurs déversoirs peuvent être installés sur un plateau. Sur chaque plateau, le liquide s'écoule horizontalement et localement il s'agit donc d'un fonctionnement à courants croisés. Dans le cas de plateaux perforés, il est possible de ne pas installer de déversoir et dans ce cas, le liquide et la vapeur empruntent les mêmes orifices et on a effectivement un contre-courant.

Suivant la figure IV.3 qui illustre les différents types de plateaux :

- ❖ Colonne à plateaux perforés (sieve trays)
- ❖ Colonne à plateaux à cloches (bubble-cap trays)
- ❖ Colonne à plateaux à soupapes (valve trays)

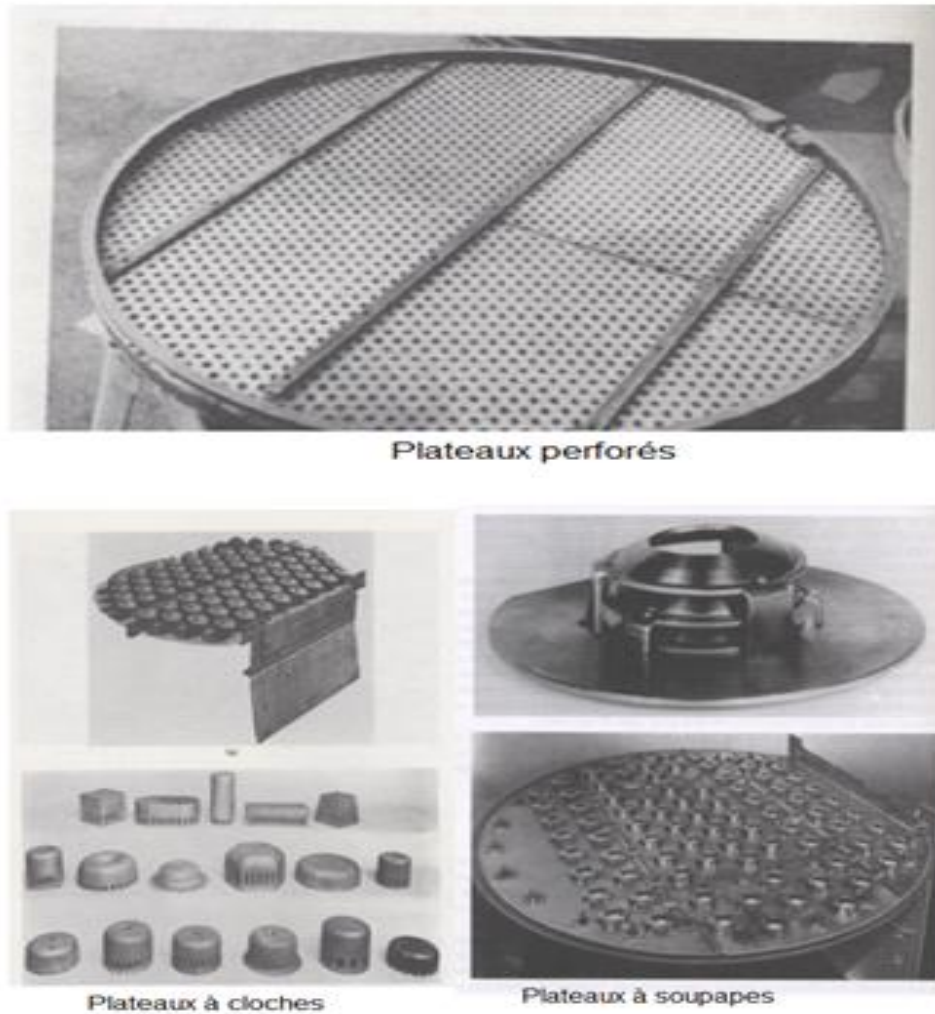


Figure IV.6 : Les différents types de plateaux [11].

IV.7.2 Les colonnes à garnissage

Dans une colonne à garnissage, le garnissage a pour objectif de favoriser le contact et l'échange entre les phases liquides et vapeurs. Pour ce type de colonne, on utilisera le concept de hauteur de garnissage équivalente à un plateau théorique (HEPT) ou le concept de hauteur d'unité de transfert (HUT).

Suivant la figure IV.4 qui illustre les différents types de garnissage on peut distinguer

- ❖ garnissage en vrac (random packing)
- ❖ garnissage systématique (structured or stacked packing)

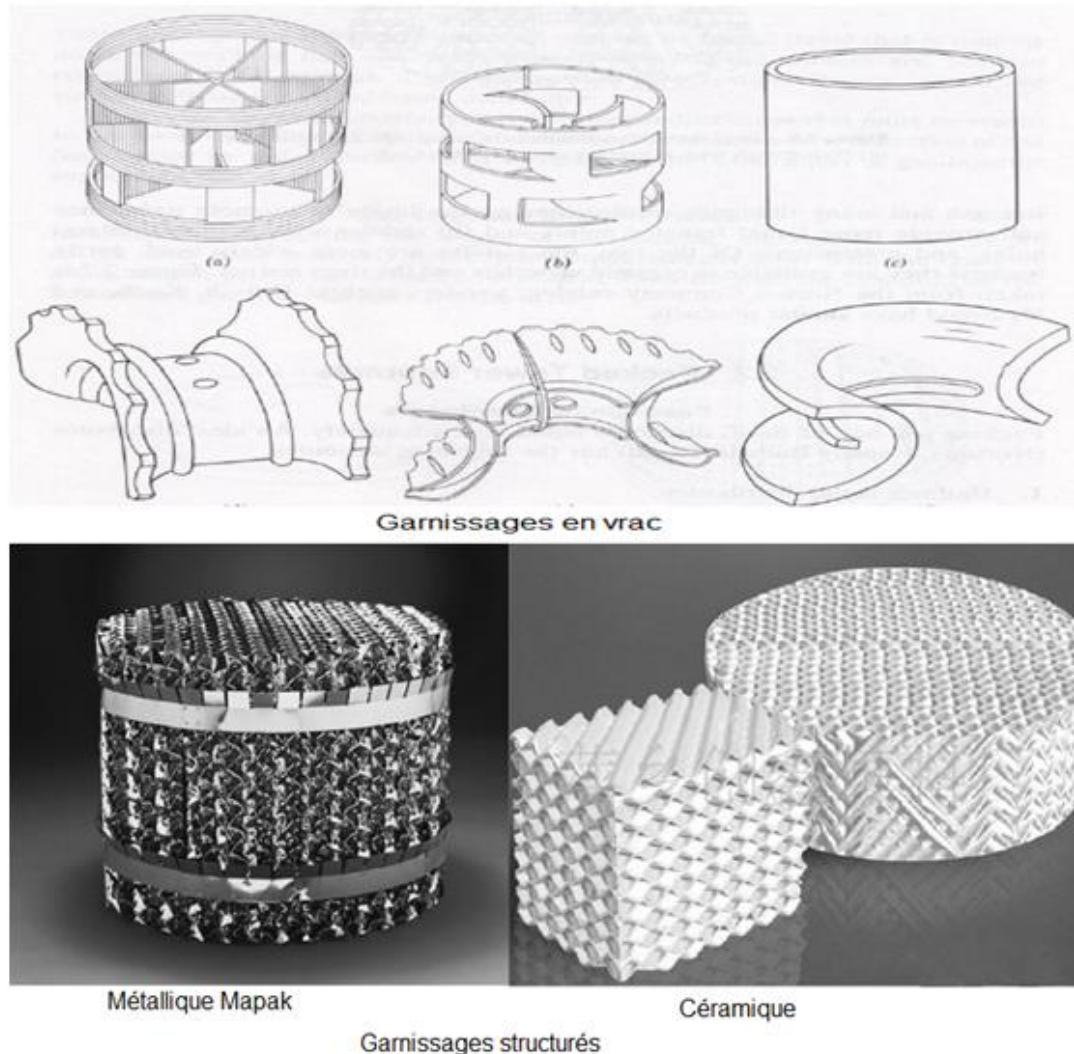


Figure IV.7 : Les différents types de garnissage [11].

IV.8 Les équipements auxiliaires d'une colonne de distillation

IV.8.1 Le condenseur

Les condenseurs permettent de liquéfier le produit de tête de colonne. Un condenseur est généralement composé d'une enveloppe métallique contenant à l'intérieur un faisceau de tubes.

Le produit de tête circule autour du faisceau de tubes. La vapeur de tête passe continuellement dans l'enveloppe. Le fluide de refroidissement circulant à travers les tubes élimine de la chaleur de la vapeur et s'évacue réchauffée.

IV.8.2 Le rebouilleur

Une chaleur doit être appliquée au matériau présent dans la colonne de distillation afin de vaporiser les composants plus légers au sein de la charge. Suffisamment de chaleur est nécessaire pour assurer la « dynamique » du procédé de distillation : le courant montant des produits vaporisés et le courant descendant des composants condensés

Le condenseur et le rebouilleur sont alimentés par des fluides caloporteurs. Afin d'obtenir le transfert de chaleur, il faut une certaine différence de températures entre les fluides. On trouvera dans les tableaux ci-dessous les différences de températures qui sont en général utilisées en fonction de la nature des fluides caloporteurs utilisés

Tableau IV.1 : Les Fluides caloporteur du condenseur [11].

Fluide caloporteur du condenseur	Gamme de ΔT (C°)
Système de réfrigération	3-10
Eau de refroidissement	6-20
Fluide de procédé	10-20
Eau bouillante	20-40
Air	20-50

Tableau IV.2 : Les Fluides caloporteur du rebouilleur [11].

Fluide caloporteur du rebouilleur	Gamme de ΔT (C°)
Fluide de procédé	10-20
Vapeur	10-60
Huile	20-60

IV.8.3 Le filtre

Des filtres installés au fond de la colonne peuvent éliminer les objets étrangers si ces objets quittent la colonne parallèlement aux produits de fond, ils risquent d'endommager les pompes. Les filtres emprisonnent les corps étrangers lors du pompage du produit de fond pour éviter cet endommagement.

IV.8.4 Les Analyseurs

Sur une colonne standard, il y a au moins un analyseur de composition du distillat (en tête et un autre en fond de colonne pour le " Résidu")

Ce sont des analyseurs en ligne qui donnent des indications en continu sur la composition des produits en tête et au fond; ils sont donc précieux pour la conduite de la colonne sélectionnée en mode " Graphe " sur le DCS elles permettent d'anticiper une action de correction sur les paramètres de régulation suite à une variation observée sur le graphe.

IV.9 Critères hydrodynamiques de fonctionnement d'une colonne.

Pour bien comprendre les problèmes pouvant survenir dans l'opération d'une colonne, il faut se rappeler que le principe général de la colonne est de permettre l'échange entre un liquide descendant et une vapeur montante. Les principaux problèmes hydrodynamiques de fonctionnement d'une colonne sont les suivants :

- ✓ l'engorgement (flooding) : l'écoulement du gaz bloque celui du liquide
- ✓ une mauvaise distribution des fluides dans la colonne (il y a des chemins préférentiels pour la vapeur et/ou pour le liquide entraînant une baisse d'efficacité
- ✓ le moussage (foaming)
- ✓ le pleurage (weeping) : une fraction du liquide ne passe pas par les déversoirs, mais utilise les orifices normalement utilisés par la vapeur
- ✓ le primage (priming) ou l'entraînement : le désengagement gaz-liquide se fait mal et du liquide remonte avec la vapeur dans la colonne.

La souplesse ou flexibilité d'une colonne (*turndown ratio*) se définit comme le rapport du débit de vapeur maximum à l'engorgement sur le débit de vapeur minimum utilisable dans la colonne. Ce rapport qui caractérise la facilité d'une installation à opérer sous différentes conditions de débits dépend du type de colonne utilisée.

On illustre ci-contre (figure IV.3) les limites du domaine de fonctionnement d'une colonne en fonction des débits de liquide et de vapeur qui se croisent [11].

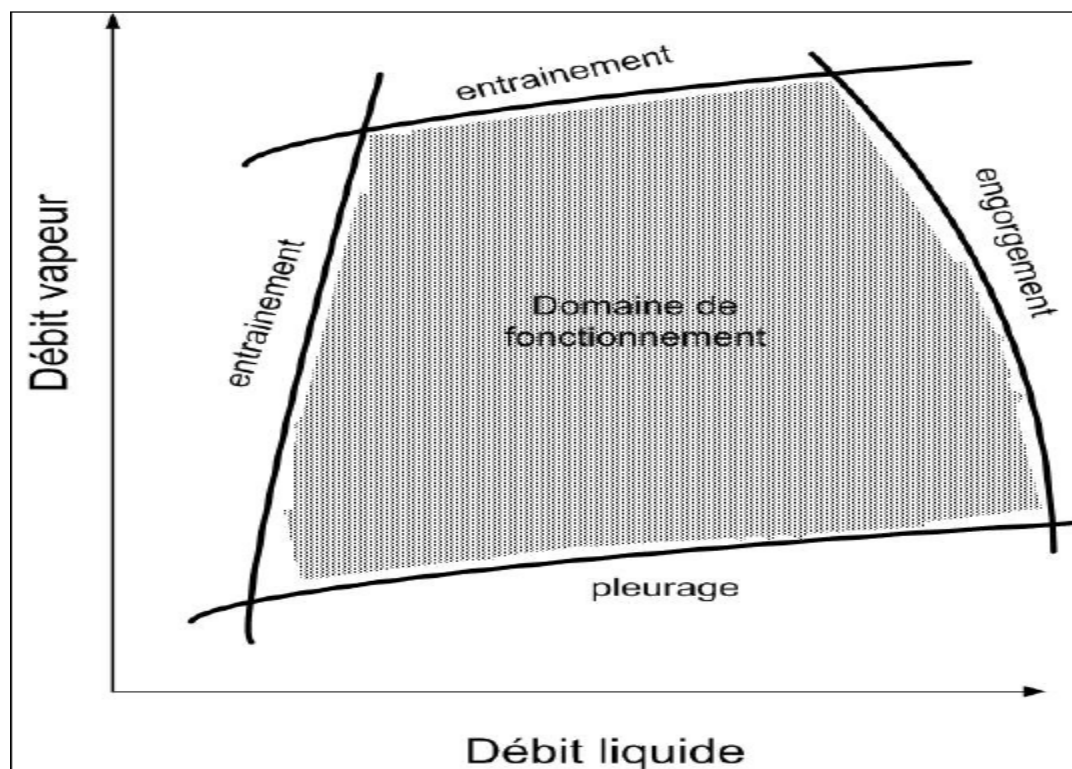


Figure IV.8 : Les limites du domaine de fonctionnement d'une colonne [11].

IV.10 Choix de la pression d'opération d'une colonne

Le choix de la pression d'opération est une étape importante dans la conception d'une colonne à distiller. Le premier critère à considérer est la nature du fluide réfrigérant qui sera utilisé au condenseur.

Le choix du type de condenseur à utiliser est fonction de la pression de bulle ou de rosée du distillat :

Tableau IV.3 : Type de condenseur vs Pression de bulle/rosée du distillat [11].

Pression de bulle ou de rosée du distillat à 50°C	Type de condenseur
$P_{\text{bulle}} < 215 \text{ psi}$ ($\approx 15 \text{ atm}$).	Total
$215 < P_{\text{rosée}} < 365$ ($\approx 25 \text{ atm}$)	Partiel
$P_{\text{rosée}} > 365$ ($> 25 \text{ atm}$)	Partial avec réfrigérant

IV.11 Boucles de régulation des paramètres d'une colonne

Tous les paramètres opératoires d'une colonne sont imbriqués les uns dans les autres ; toute variation de l'un d'entre eux entraîne la variation des autres, ce qui rend la conduite d'une colonne délicate

IV.11.1 Boucle de régulation de la température de fond de colonne

La variable contrôlée correspond à la température de fond de colonne

Une capsule thermique remplie reliée à un transmetteur agit comme un moyen de détection ou de mesure dans cette boucle de contrôle. La vanne de contrôle régule l'écoulement de vapeur à travers le rebouilleur ceci permet d'élérer la température du rebouilleur pour ensuite introduire des vapeurs chaudes supplémentaires au fond de la colonne [12].

Une régulation plus 'poussée' serait de faire une cascade avec le TIC et le FIC, le FIC sur la vapeur, le TIC étant le 'maître'.

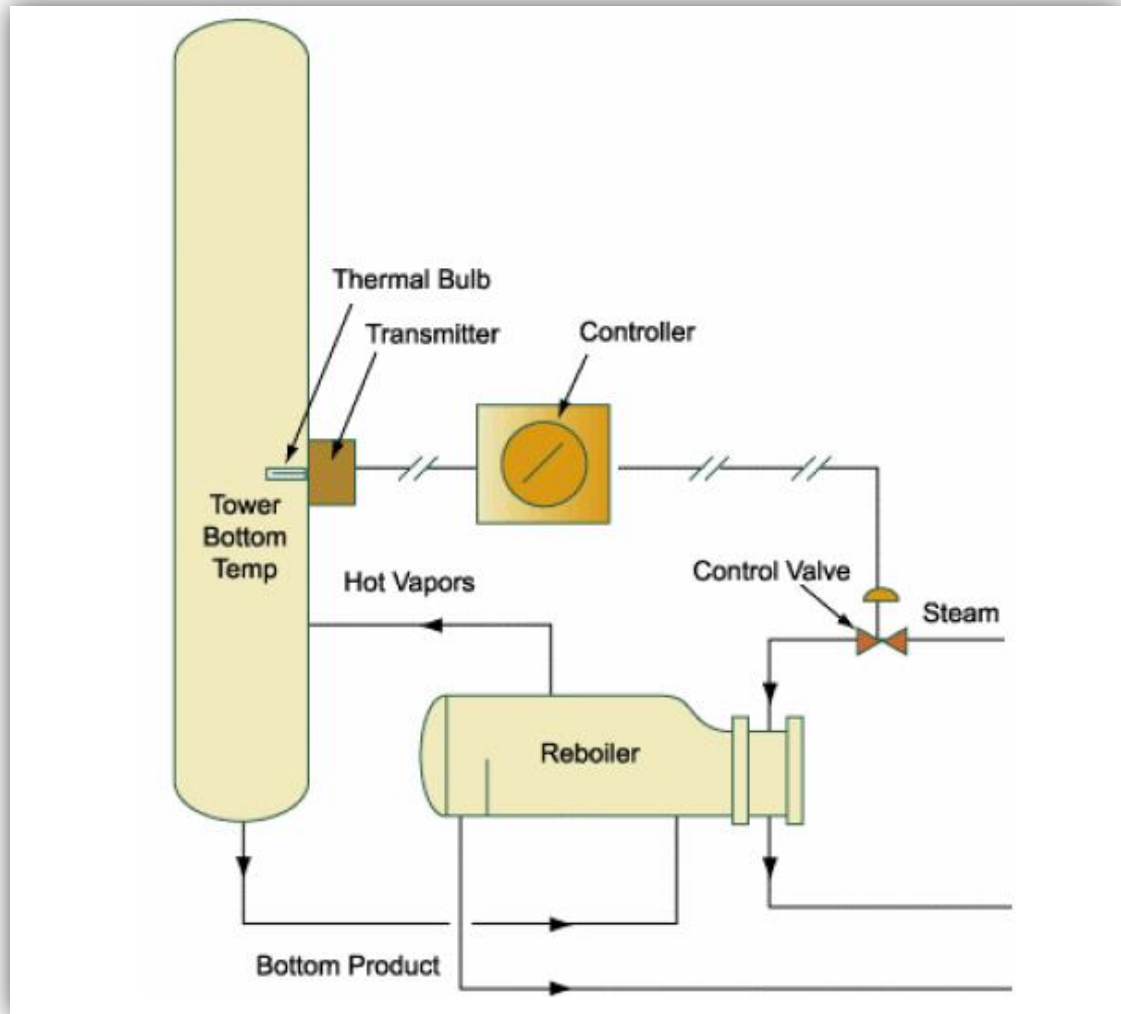


Figure IV.9 : Schéma fonctionnel de régulation température fond de colonne [12].

IV.11.2 Boucle de régulation de la pression d'une colonne de distillation

La pression de fonctionnement d'une colonne est détectée ou mesurée par un élément primaire installé à l'intérieur du transmetteur

Les informations de mesure sont transmises à un contrôleur enregistrant les données sur la courbe. L'élément final de contrôle est une vanne placée sur la ligne de dégazage de l'accumulateur.

la pression doit être maintenue la plus constante possible pour éviter le changement de % de mixture sur les plateaux. Si la pression devait être augmentée, il faudrait en faire de même pour la température afin de converser le même %

La figure IV.5 présente la pression de fonctionnement d'une colonne.

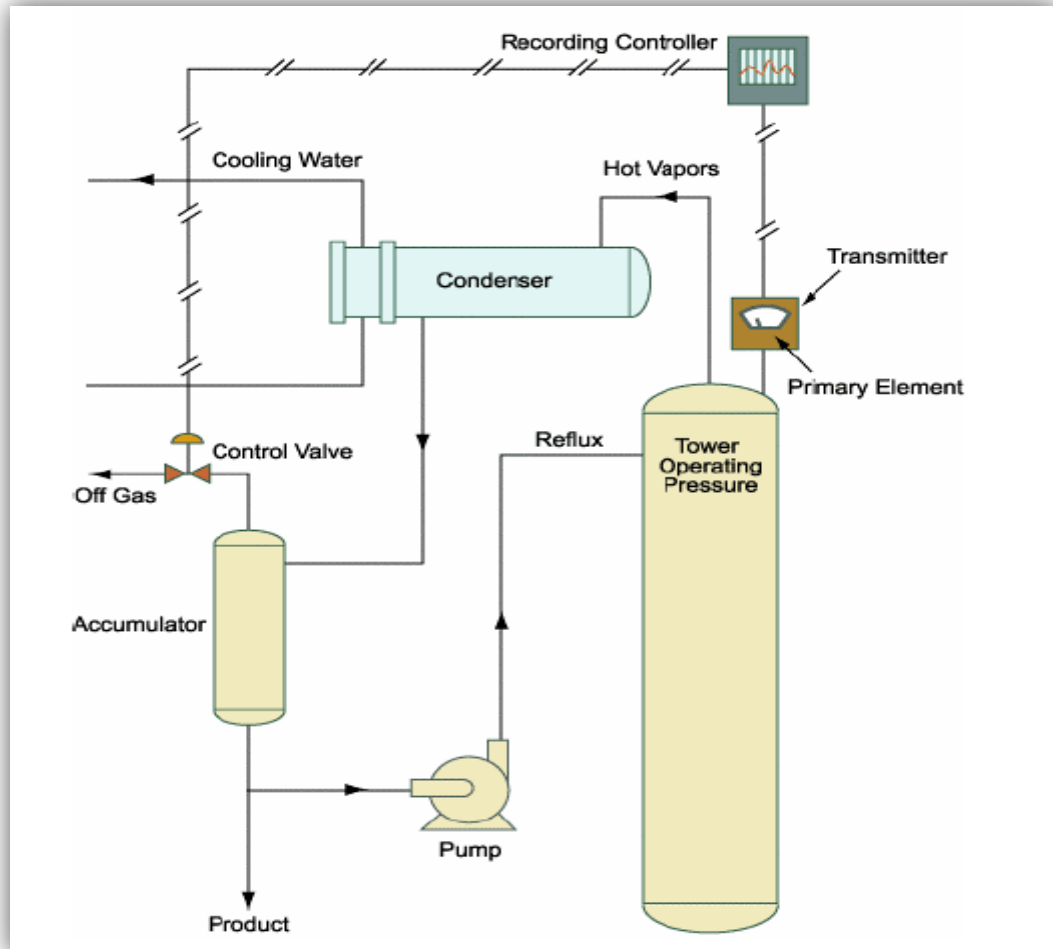


Figure IV.10 : Schéma fonctionnel de régulation de pression tête de colonne [12].

IV.11.3 Boucle de régulation du niveau de fond d'une colonne

La figure ci-dessous présente un contrôle du niveau de liquide au fond d'une colonne de distillation. Le moyen de détection / mesure correspond à un flotteur auxiliaire fixé à un transmetteur du niveau de liquide. La vanne de contrôle régule l'écoulement du produit de fond.

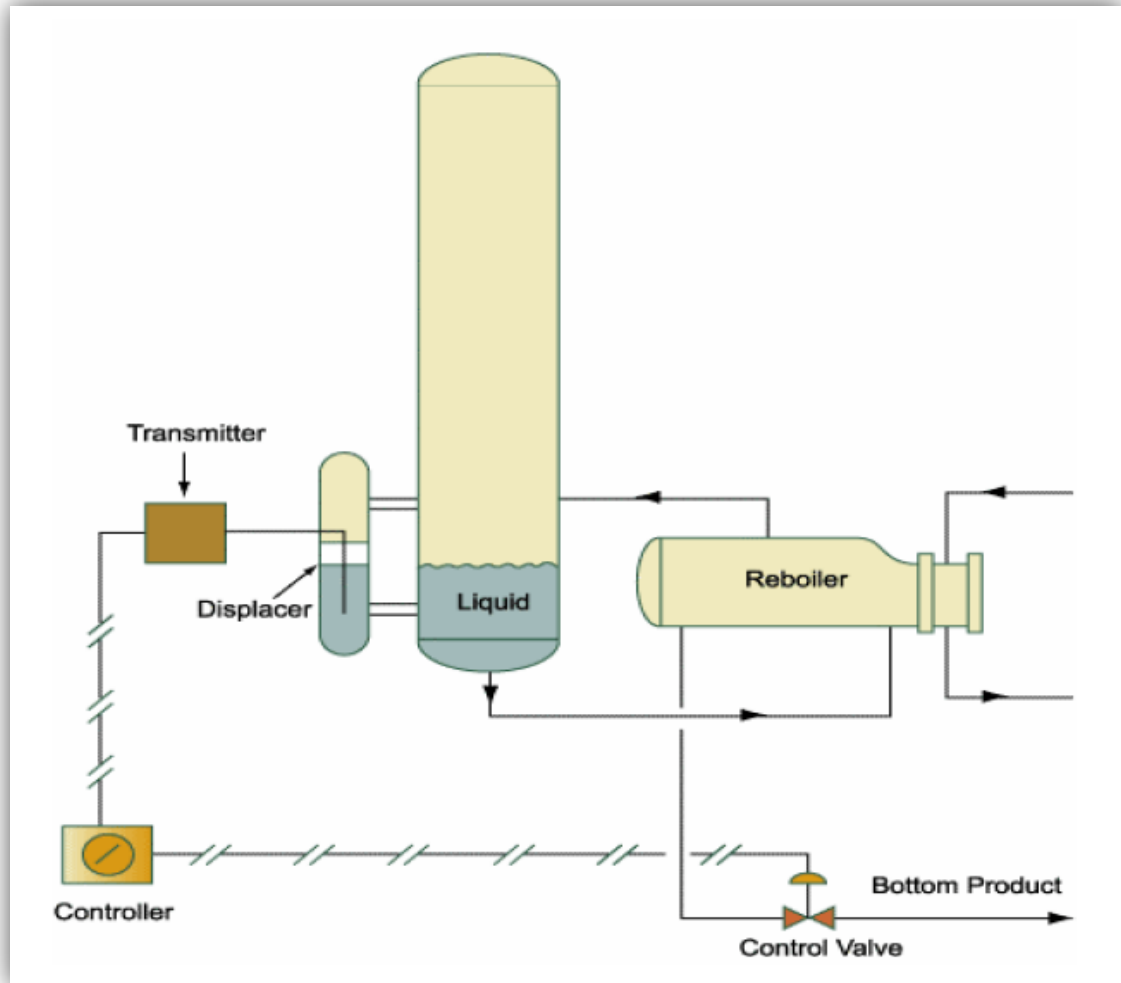


Figure IV.11 : Schéma fonctionnel de régulation de niveau fond de colonne [12].

La régulation la plus 'classique' pour le niveau de fond est la cascade entre le LIC et le FIC, installés en contrôle du débit de produit de fond vers la colonne suivante (si existante) afin d'avoir ce même débit stable dans ce cas le FIC est le maître.

IV.11.4 Pression différentielle

La pression en tête de la colonne est légèrement inférieure à la pression de fond de la colonne. Cette légère différence de pression est appelée la pression différentielle de la colonne.

En observant, les indicateurs de pression sont installés sur la colonne et en identifiant la différence de pression, ce ΔP peut-être facilement calculé

Ce paramètre n'est pas régulé, mais avoir son 'indication' est très précieux pour connaître le comportement de la colonne: moussage, pompage et autres problèmes relatifs au procédé de distillation [12].

IV.11.5 Boucle de régulation du débit à l'entrée d'une colonne

La boucle de contrôle présentée sur la figure ci-dessous régule le débit de charge dans une colonne de distillation.

L'élément primaire est un diaphragme placé à l'intérieur de la ligne d'écoulement

Le diaphragme crée une différence de pression qui est mesurée par une cellule à pression différentielle. Le transmetteur de débit traduit cette différence en une mesure du débit.

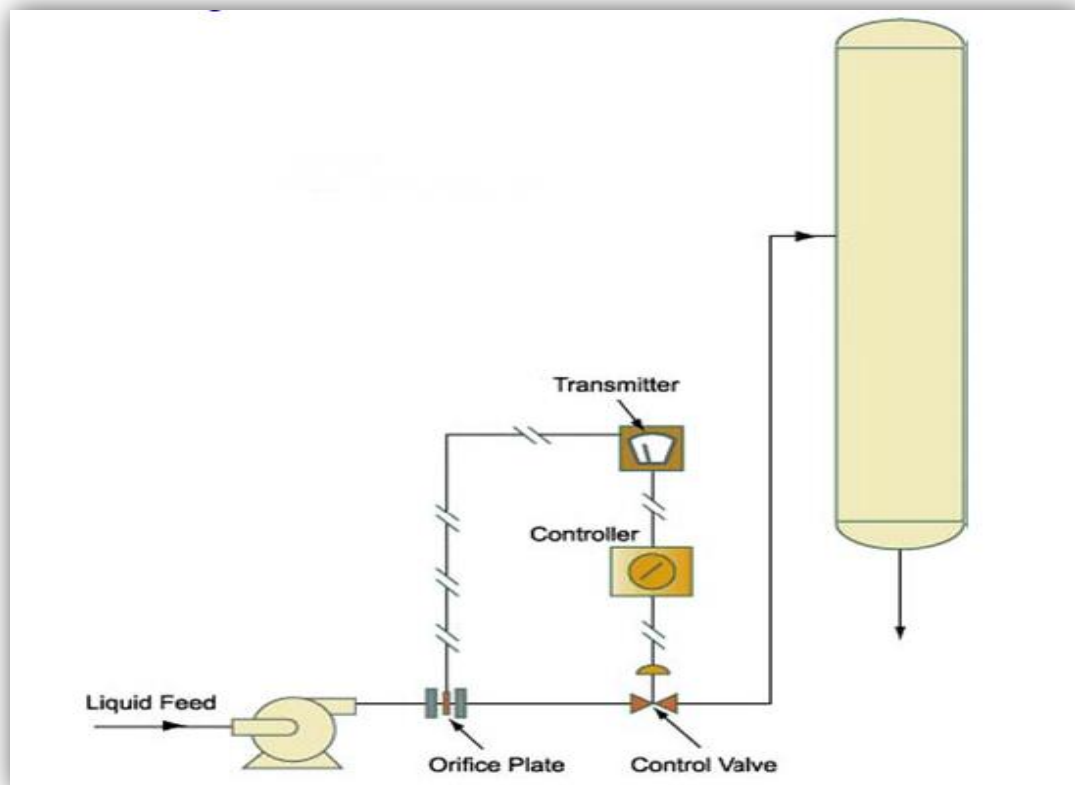


Figure IV.12 : Boucle de régulation du débit à l'entrée d'une colonne [12].

IV.12 Sécurités de procédés d'une colonne de distillation

La présence des sécurités de procédés d'une colonne est très variable suivant le type de colonne et sa période de construction, cependant il y a au moins les sécurités concernant le paramètre principal à savoir la température. Donc on trouve des switches suivantes [12] :

- ❖ Une TSHH sur la température de fond, qui coupe la chauffe du Rebouilleur pour éviter de vaporiser trop de "résidu"

- ❖ Une TSLL sur la température de tête, qui coupe le Reflux à la colonne pour éviter la redescende de la phase vaporisée
- ❖ Ensuite éventuellement suivant l'équipement installé en aval de la sortie " Résidu "on peut trouver un LSL qui ferme complètement la LCV de sortie, ce qui a pour conséquence de couper l'alimentation à la colonne suivante s'il y en a une, ce que l'on cherche évidemment à éviter! Ce LSL peut aussi couper la chauffe au rebouilleur.
- ❖ Dans les colonnes à garnissage (Packing) on trouve un Δ PSHH qui coupe l'alimentation de la colonne en fermant la FCV de charge
- ❖ En ce qui concerne la pression il n'y a pas de PSHH (sauf pour les distillations cryogéniques), mais deux PSV (une en service l'autre en stand-by)

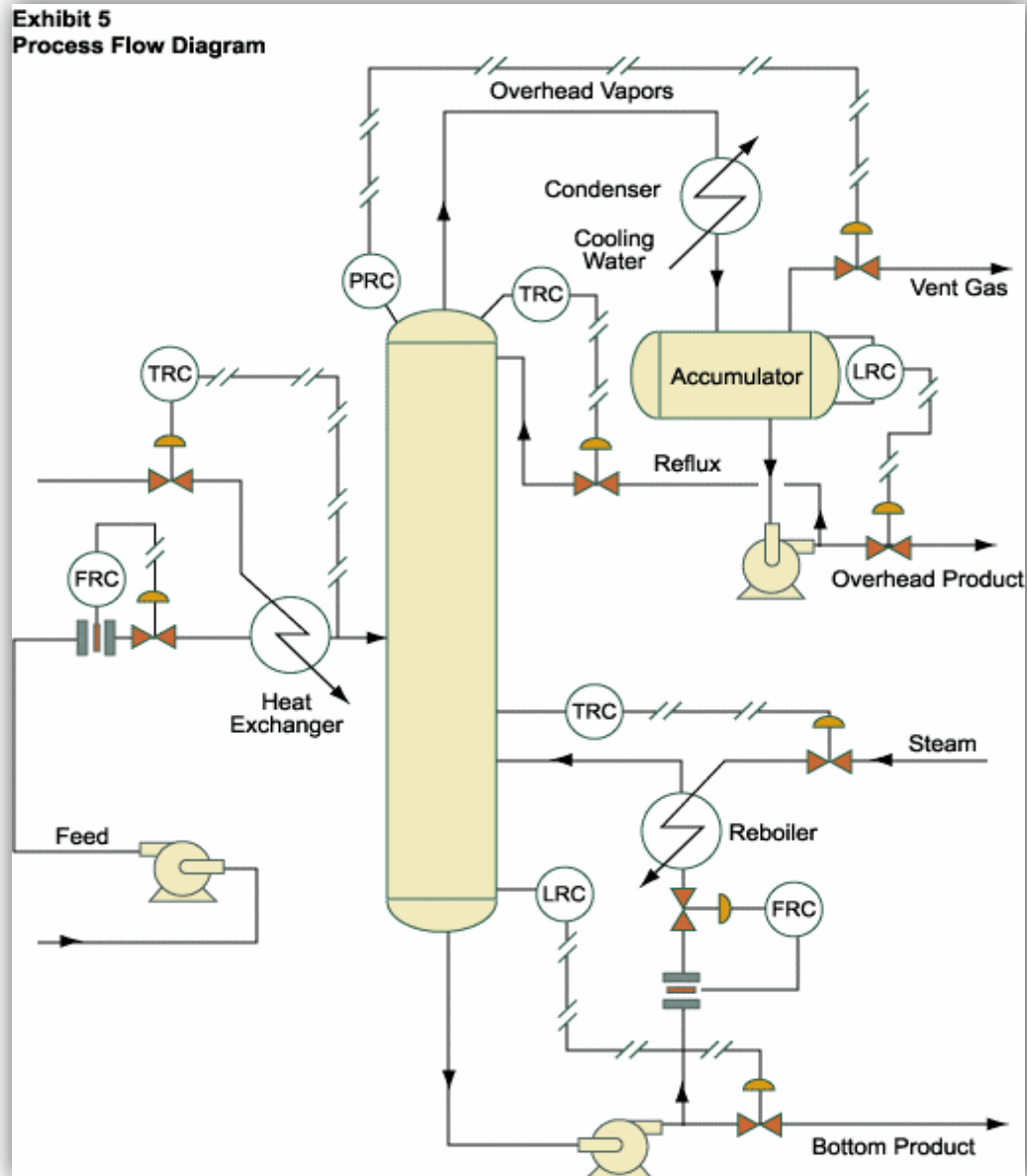


Figure IV.13 : Ensemble de régulation des principaux paramètres d'une colonne standard [12].

IV.13 Conclusion

La distillation est l'opération de séparation la plus répandue dans le monde industriel. Bien que peu efficace d'un point de vue énergétique, elle est simple et présente généralement peu de risque. Il s'agit d'une opération de transferts de matière et de chaleur couplés.

L'appareillage vraiment spécifique de la distillation est une colonne verticale appelée colonne à distiller. Celle-ci est garnie (plateaux ou garnitures diverses) qui permettent un contact intime entre les phases vapeur et le liquide qui y circule. Dans cette

colonne, il y a équilibre thermodynamique entre les deux phases, en fonction de la température et des compositions respectives.

L'exploitation d'une colonne à distiller consiste à lui faire assurer le plus longtemps possible un fonctionnement aux paramètres désirés par la bonne gestion des équipements auxiliaires et la fiabilité des instruments de mesure et de commande. Pour atteindre à la fin aux produits finis sous les normes et les spécifications environnementales et commerciales.

.

CHAPITRE V

Simulation et Optimisation

V Simulation et optimisation**V.1 Généralité sur la simulation****V.1.1 Introduction**

La conception d'une unité de production chimique est une opération complexe qui demande des moyens financiers et humains très importants. Dans le contexte actuel, un procédé industriel doit répondre à trois critères : l'économie, la sécurité et l'environnement.

Ainsi, lorsqu'un nouveau procédé est développé, le rôle de l'ingénieur consiste à trouver le système le plus adapté non seulement en termes d'efficacité et de sécurité, mais aussi de coût et de rentabilité pour fabriquer le produit. A ce titre, la simulation peut être d'une aide très précieuse en prenant en charge et en traitant ces problèmes. Surtout lorsque de nombreuses variables sont en jeu (diversité des composantes, complexité des interactions, non linéarité des phénomènes,...etc.).

Plusieurs logiciels permettant de construire et d'utiliser des modèles de procédés chimiques : Aspen Plus, Aspen Hysys et ValiEngineering (Belsim). Les logiciels ASPEN – Advanced System for Process ENgineering – sont conçus par AspenTech, entreprise basée au Massachusetts, USA. Fondée en 1981, AspenTech est née d'un projet de recherche commun entre l'institut de technologie du Massachusetts (MIT) et le département de l'Energie des Etats-Unis d'Amérique (DOE) [13].

Aspen Tech HYSYS est un outil de modélisation des processus. Il est le leader du marché pour la conception, l'optimisation, la planification d'entreprise, la gestion d'actifs et de suivi des performances de production de pétrole et de gaz, de traitement du gaz, du raffinage du pétrole. La gamme proposée par AspenTech comprend des logiciels de modélisation de tous types de procédés, de conception et d'évaluation d'échangeurs, d'analyse énergétique et systémique, d'évaluation économique, de développement de procédés et de supports opérationnels ainsi qu'une documentation détaillée pour chacun d'entre eux.

V.1.2 Définition

La simulation des procédés est un outil utilisé pour la conception, le développement et l'optimisation des procédés industriels tels que les procédés des usines chimiques, les systèmes environnementaux, les opérations de fabrication complexes et d'autres procédés techniques similaires. Les simulateurs de procédés sont les outils de base des

techniciens et des ingénieurs de procédés, car ils permettent d'établir, de manière efficace et rigoureuse, les bilans matière et énergie des procédés

L'objectif de la simulation des procédés est de prédire comment un procédé défini se comporterait réellement dans un ensemble donné de conditions de fonctionnement, et ainsi de trouver les conditions optimales pour un procédé examiné. Il s'agit essentiellement d'un problème d'optimisation qui doit être résolu par un processus itératif. La conception des procédés en utilisant les logiciels de simulation permet, entre autres, d'accroître l'efficacité des usines et de réduire leur impact environnemental .

V.1.3 Modèle et simulation

Lorsque le système réel que l'on souhaite observer devient trop complexe et que de nombreuses variables sont en jeu, la modélisation intervient pour prendre en charge et traiter les problèmes : un modèle est élaboré pour essayer de rendre compte de la complexité du système tout en essayant de réduire le nombre de paramètres [13].

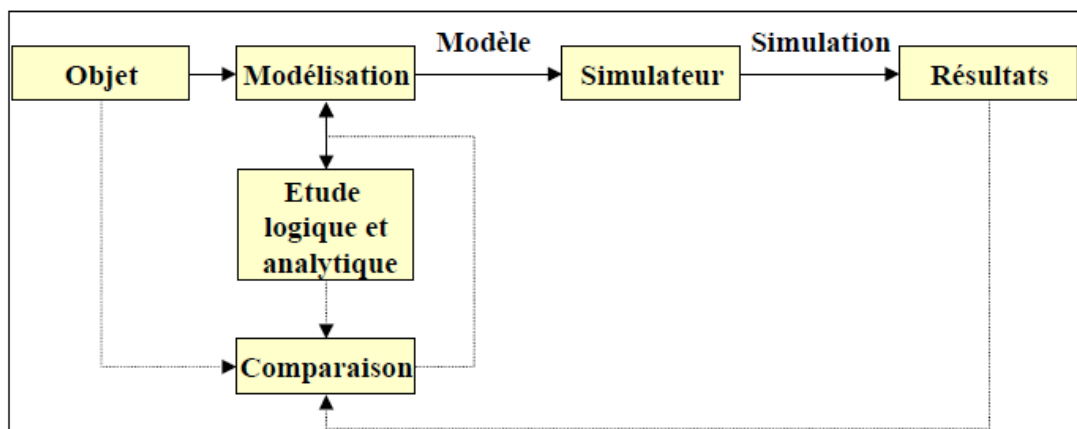


Figure V.1: Logigramme pour la modélisation et la simulation d'un processus [13].

L'analyse du système, la modélisation et la simulation constituent les trois étapes fondamentales de l'étude du comportement dynamique des systèmes complexes :

- **L'analyse du système** consiste à définir les limites du système à modéliser, à identifier les éléments importants ainsi que les types de liaison et d'interaction entre ces éléments et à les hiérarchiser.
- **La modélisation** vise à représenter de la meilleure façon possible un objet réel par un ou des modèles sous forme mathématique. D'une manière générale, lors de l'élaboration du modèle, trois types de données sont nécessaires :

- ✓ les paramètres chimiques (réactions, produits formés, cinétiques et mécanismes)
- ✓ les paramètres de transfert (matière, énergie, quantité de mouvement)
- ✓ l'hydrodynamique caractérisant les équipements.
- **La simulation** étudie le comportement d'un système. Elle permet, en particulier, d'étudier l'évolution du système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en confrontant les valeurs calculées aux valeurs observées.

V.1.4 Types de simulation et autres concepts

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

V.1.4.1 Simulation statique

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

Le procédé est décomposé en blocs représentant les différentes opérations unitaires mises en œuvre. Les blocs sont liés entre eux par des flux de matière ou d'énergie.

V.1.4.2 Simulation dynamique

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

V.1.5 Méthodes de simulation

Trois Méthodes pour la simulation des procédés :

V.1.5.1 Simulation modulaire séquentielle.

Dans la simulation modulaire séquentielle, le diagramme du procédé (process flowchart) est dessiné en utilisant une série d'unités du procédé : agitateur, séparateur, unité de séparation « flash », colonne à distiller, réacteur à conversion fixe, échangeur de chaleur... Ces unités standards sont appelées « blocs », « modules » ou « unités de simulation ».

Un programme informatique, par module, prend les données des courants d'entrée et calcule les propriétés des courants de sortie. Ces calculs sont réalisés de gauche à droite, unité par unité, jusqu'à ce que toutes les variables soient calculées.

V.1.5.2 Simulation basée sur les équations.

Cette méthode implique le rassemblement de toutes les équations du procédé et la résolution simultanée pour calculer les variables inconnues.

Cette méthode est facile à visualiser et à programmer sur un ordinateur, mais il relève de l'exploit lorsqu'on est face à un procédé chimique complexe. Ceci est dû au fait que l'analyse des degrés de liberté devient extrêmement complexe.

V.1.5.3 Simulation combinée.

La plupart des simulateurs de procédés modernes utilisent la troisième méthode

La simulation des colonnes de distillation est essentielle pour le contrôle et l'optimisation des paramètres opératoires. Elle aide à déterminer le cas optimum pour obtenir une qualité des produits bien spécifiés. Dans ce cadre plusieurs sociétés ont développé des simulateurs basés sur une description des phénomènes. Parmi elles l'Aspen Technologie qui offre un simulateur HYSYS mondialement reconnu et utilisé dans le domaine industriel

V.1.6 La simulateur Aspen Hysys

Aspen Hysys est un outil de modélisation ayant notamment trait à la conception, à l'optimisation et au suivi des performances des procédés pétrochimiques (production, raffinage), gaziers et de séparation, IL a été développé pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques

HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (PDF – Process Flow Diagrams).

La simulation par le logiciel hysys est présentée avec des étapes nécessaires comme suite:

V.1.6.1 Choix des composés (Components)

Il y a beaucoup de composés dans la bibliothèque et ils sont classés en groupes. Lorsqu'il est possible, les composés peuvent être trouvés en utilisant des filtres et ajoutés à la liste des composés du procédé à simuler.

Des difficultés peuvent se produire lorsque :

- le fluide ne peut pas être séparé en composés individuels, comme dans le cas du pétrole,
- le composé n'est pas dans la bibliothèque du logiciel.

Dans ces cas, les difficultés peuvent souvent être surmontées en définissant un composé hypothétique, avec une quantité minimale de propriétés de base spécifiées

par l'utilisateur. L'ensemble complet des propriétés pour le composé sera alors estimé par le logiciel. Dans ces cas, l'utilisateur doit être vigilant pour s'assurer que les composés se comportent correctement dans la simulation.

V.1.6.2 Les modèles thermodynamiques (Property Packages)

L'utilisateur doit sélectionner le modèle thermodynamique à utiliser pour calculer les propriétés de mélange (masse volumique, enthalpie,...) ainsi que pour calculer l'équilibre de phases dans les courants et dans les unités de séparation.

- ✓ Modèle « Antoine », le plus simple suppose un comportement de gaz idéal pour la phase gaz et un comportement de solution idéal pour la phase liquide. Donc, on utilise la loi de Raoult pour les calculs de l'équilibre de phases. ce modèle utilise l'équation d'Antoine pour le calcul des pressions de vapeur. Les propriétés de mélange pour le liquide sont calculées à partir des moyennes des propriétés individuelles.
- ✓ Modèle Peng-Robinson, ou celle de Soave-Redlich-Kwong ou une méthode d'états correspondants comme celle de Lee-Kesler Plocker, sont utilisées couramment Pour les mélanges d'hydrocarbures légers. Celles-ci peuvent être trouvées à l'aide du filtre EOS (*Equations of State*).
- ✓ Modèles à coefficient d'activité « loi de Raoult modifiée » Pour des composés présentant un caractère de solution non-idéale (i.e. éthanol + eau). Ils peuvent être trouvés avec le filtre « *Activity Models* ». Quelques exemples sont les modèles NRTL et UNIQUAC [13].

Il existe d'autres modèles spéciaux dans HYSYS, notamment pour estimer les propriétés de l'eau (y compris en phase vapeur) et pour les électrolytes [13].

V.1.6.3 Les diagrammes du procédé (PFD – Process Flow Diagram)

La base d'une simulation est le développement du PFD. Ceci est fait en sélectionnant des unités dans la palette d'objets et en les déposants sur la feuille du procédé. De même, tout courant de matière et d'énergie doit être placé sur le PFD. Chaque courant d'entrée ou de sortie est connecté à une unité. Les courants et les unités sont nommés et ordonnés sur le PFD afin de faciliter la compréhension du diagramme du procédé.

Les calculs sont exécutés successivement de gauche à droite, alors la procédure consiste à définir les courants d'alimentation (sur le côté gauche des unités). Ensuite, introduire autant de spécifications que nécessaires pour la première unité rencontrée, afin de pouvoir la calculer. Cette procédure est valable pour toutes les unités.

S'il existe des courants de recyclage ou des spécifications ne pouvant pas être calculées directement par le logiciel avec la procédure normale, on doit ajouter des

modules logiques au PFD. Ceux-ci incluent le « *Recycle Module* », le « *Set Module* » et le « *Adjust Module* ».

V.2 Simulation

L'objectif de cette partie est pour simuler le cas design du complexe ZCINA qui permet la vérification l'efficacité du logiciel Aspen hysys , et après l'avancement à notre travail pour trouver des paramètres optimisés au niveau la fonctionnement des équipements des procédés qui attribues dans la qualité et la quantité de produits finis , l'augmentation de rendement de les équipements et la diminution la consommation énergétique sous les normes et les spécifications des produits finis .

V.2.1 Données de départs

Notre départ dépend des conditions, paramètres et la composition initiale de la charge d'alimentation et les différentes sections de complexe ZCINA [14].

V.2.1.1 Paramètre et composition du gaz de charge

Le tableau V.1 sous-dessous présente les paramètres et la composition chimique de la charge qui alimente l'usine ZCINA après l'unité déshydratation.

Tableau V.1 : Paramètres et composition du gaz de charge (sec) Train 1 [14].

Gaz de charge (sec) cas design train 1		
Constituant	Composition. Molaire (%)	Débit molaire (kg mol/h)
Azote	2.52	347.40
CO2	1.78	245.40
Méthane	66.41	9156.70
Ethane	17.49	2411.60
Propane	7.87	1085.10
i-Butane	0.71	97.90
n-Butane	2.06	284.00
i-Pentane	0.38	52.40
n-Pentane	0.50	68.90
n-Hexane	0.22	30.30
n-Heptane	0.06	8.30
n-Octane	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
Total	100	13788
Description	Unité	
température	°C	56.20
pression	Bar_g	.93.1
débit masse	Kg/h	322197
débit mole	Kgmole/h	13788
poids moléculaire		23.37
densité	Kg/m3	107.6

V.2.1.2 Equipements de la simulation

Le tableau V.2 présente les différents équipements sont utilisés par la simulation

Tableau V.2 : Equipements de la simulation [9].

N°	Equipements	Codage	Fonction
01	Echangeur gaz de charge / charge du dééthaniseur	G1X-GA-32-01	Refroidissement
02	Echangeurs gaz de charges / gaz résiduel	G1X-GA-32-02 A/B	Refroidissement
03	Ballon d'alimentation de l'expandeur	G1X-VL-32-01	Séparation
04	Expandeur de gaz de charge	G1X-KH-32-01	La détente
05	Absorbeur	G1X-CA-32-01	Séparation C1C2
06	Echangeur de tête de l'absorbeur	G1X-GA-32-04	Condensation
07	Ballon de désengagement de l'absorbeur	G1X-VL-32-06	Reflux froid
08	Dééthaniseur	G1X-CE-32-01	Elimination C1
09	Ballon d'alimentation du dééthaniseur	G1X-VL-32-03	Ballon de flash
10	Pompes d'alimentation du dééthaniseur	G1X-PA-32-01 A/B	Alimentation
11	Condenseur du dééthaniseur	G1X-GA-32-03	Refroidissement
12	Ballon de reflux du dééthaniseur	G1X-VL-32-02	Reflux
13	Pompes de reflux du dééthaniseur	G1X-PA-32-02 A/B	Alimentation
14	Rebouilleur du dééthaniseur	G1X-GA-32-05	Rebouillage
15	Débutaniseur	G1X-CB-32-01	Séparation C3C4
16	Condenseur du débutaniseur	G1X-GC-32-02	Condensation
17	Ballon de reflux du débutaniseur	G11-VL-32-05	Reflux froid
18	Pompe de reflux du débutaniseur	G1X-PA-32-03 A/B	Alimentation
19	Pompes d'expédition de l'isopentane	G1X-PA-32-04 A/B	Expédition
20	Aéro-réfrigérant d'isopentane	G1X-GC-32-03	Refroidissement
21	Rebouilleur du débutaniseur	G1X-GA-32-06	Rebouilleur
22	Aéro-réfrigérant de condensat	G1X-GC-32-04	Refroidissement
23	Recompresseur de gaz résiduel	G1X-KA-32-01	Compression
24	Aéro-réfrigérant du gaz résiduel	G1X-GC-32-01	Refroidissement

V.2.2 Simulation et Vérification les paramètres du cas design

Notre simulation basé sur vérification les paramètres et la composition du charge à la sortie de l'expander , à la tête et le fond des trois colonnes (l'absorbeur, le dééthaniseur et le débutaniseur) .

V.2.2.1 Choix des composés du procédé

Les composés sont trouvés dans la bibliothèque (figure V.2), et ils sont classés en groupes. Le choix peut être en utilisant des filtres et ajoutés à la liste des composés du procédé à simuler.

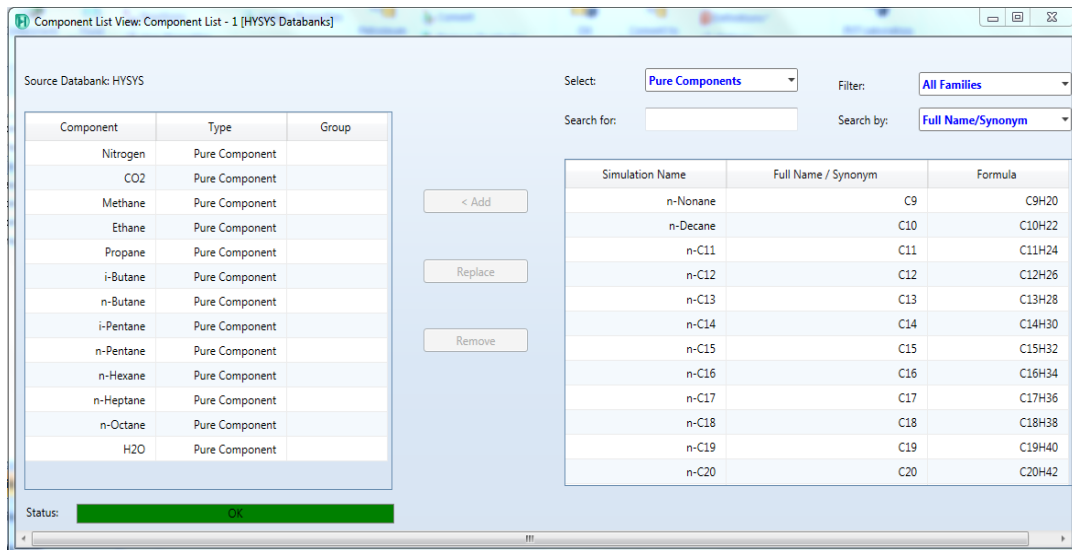


Figure V.2 : Liste des composés du procédé.

V.2.2.2 Sélection d'un modèle thermodynamique (fluid packages)

Pour les mélanges d'hydrocarbures légers, les équations d'état, telle que celle de Peng-Robinson, ou celle de Soave-Redlich-Kwong ou une méthode d'états correspondants comme celle de Lee-Kesler Plocker, sont utilisées couramment. Celles-ci peuvent être trouvées à l'aide du filtre EOS (*Equations of State*) comme il est illustré dans la figure V.3.

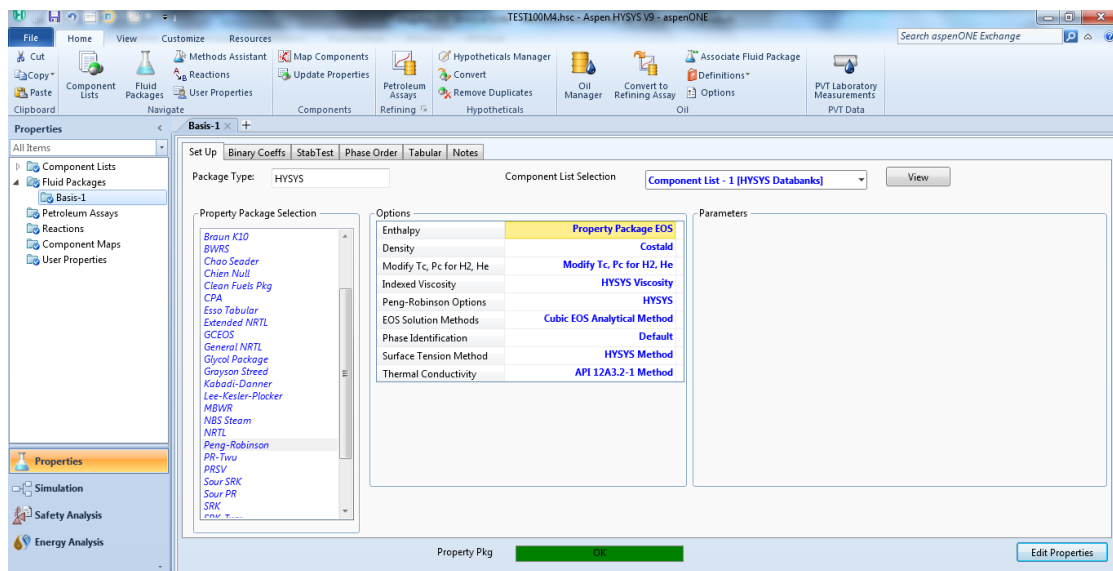


Figure V.3 : Sélection modèle thermodynamique de Peng-Robinson.

V.2.2.3 Construction du Package flow diagramme PFD

La construction du PFD est basée sur le placement des équipements sur l'espace de travail du PFD (figure V.4). Ceci est réalisé en sélectionnant les opérations sur la palette d'objets, ensuite, placer tous les courants de matière nécessaires (. Un courant d'entrée et un courant de sortie).

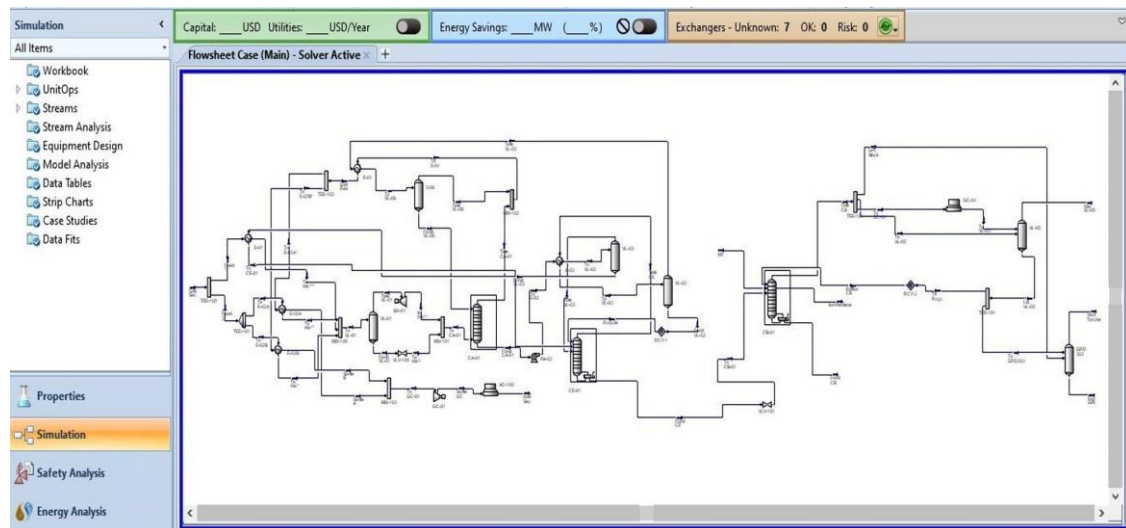


Figure V.4 : PFD de la simulation du train.

V.2.2.4 Vérification et comparaison le cas design avec le cas design simulé

Les conditions et la composition de la charge pour chaque section sont détaillées dans les figures sous-dessous pour la vérification et la comparaison.

V.2.2.4.1 Sortie Expander KH-32-01

Material Stream: SORTIE EXPAND				
Worksheet Attachments Dynamics				
Worksheet	Stream Name	SORTIE EXPAND	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.8352	0.8352	0.1648
Properties	Temperature [C]	-40.22	-40.22	-40.22
Composition	Pressure [bar]	21.70	21.70	21.70
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1.285e+004	1.074e+004	2118
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	6.466e+005	4.695e+005	1.771e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	3537	2764	773.1
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.885e+004	-3.619e+004	-5.236e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	34.15	36.41	22.70
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1.101e+009	-8.564e+008	-2.445e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	4.566e+007	3.818e+007	2.702e+004
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Figure V.2 : Paramètres de cas design simulé sortie expander.

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Nitrogen	0.0262	0.0311	0.0018
CO2	0.0179	0.0186	0.0143
Methane	0.6793	0.7769	0.1848
Ethane	0.1712	0.1431	0.3136
Propane	0.0729	0.0274	0.3037
i-Butane	0.0062	0.0010	0.0330
n-Butane	0.0176	0.0018	0.0977
i-Pentane	0.0030	0.0001	0.0177
n-Pentane	0.0038	0.0001	0.0227
n-Hexane	0.0015	0.0000	0.0088
n-Heptane	0.0003	0.0000	0.0020
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000
Total	1.00000		

Figure V.3 : Composition du charge de cas design simulé sortie expander.

Le tableau V.3 ci-dessous apparait les écarts entre le cas design et le cas design simulé au niveau sorti expander.

Tableau V.3 : Comparaison entre cas design et cas design simulé sortie expander.

Paramètre	Sortie expander		
	Design	Simulé	Ecart
Température (°C)	-41.10	-40.22	0.88
Pression (bar)	21.70	21.70	0.00
composition			
Azote	2.61	2.62	0.01
CO2	1.79	1.79	0.00
Méthane	67.77	67.93	0.16
Ethane	17.15	17.12	0.03
Propane	7.36	7.29	0.07
i-Butane	0.63	0.62	0.01
n-Butane	1.79	1.76	0.03
i-Pentane	0.31	0.30	0.01
n-Pentane	0.39	0.38	0.01
n-Hexane	0.15	0.15	0.00
n-Hepatane	0.04	0.03	0.01
n-Octane	0.00	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00	0.00
Total	100	100	

V.2.2.4.2 L'absorbeur CA-32-01

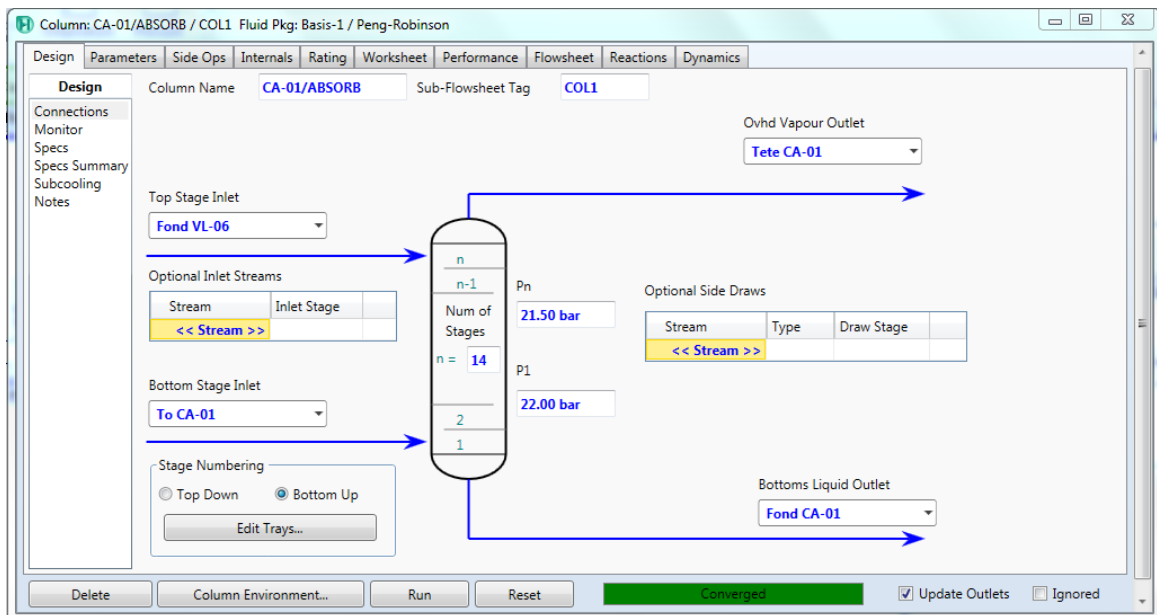


Figure V.4 : Interface de la construction d'un PFD de simulation de l'absorbeur.

	Fond VL-06	To CA-01	Tete CA-01	Fond CA-01
Nitrogen	0.0015	0.0252	0.0282	0.0018
CO2	0.0256	0.0178	0.0201	0.0142
Methane	0.2668	0.6641	0.7399	0.1847
Ethane	0.5834	0.1749	0.1989	0.3152
Propane	0.1227	0.0787	0.0129	0.3304
i-Butane	0.0000	0.0071	0.0000	0.0278
n-Butane	0.0000	0.0206	0.0000	0.0806
i-Pentane	0.0000	0.0038	0.0000	0.0149
n-Pentane	0.0000	0.0050	0.0000	0.0196
n-Hexane	0.0000	0.0022	0.0000	0.0086
n-Heptane	0.0000	0.0006	0.0000	0.0023
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Figure V.5 : Composition de la charge de cas design simulé d'adsorbeur.

Le tableau V.4 ci-dessous apparait les écarts entre le cas design et le cas design simulé au niveau l'absorbeur

Tableau V.4 : Comparaison entre cas design et cas design simulé du l'absorbeur.

Paramètre	Tete d'absorbeur			Fond d'absorbeur		
	Design	Simulé	Ecart	Design	Simulé	Écart
Température (°C)	-52	-50.39	1.61	-41	-39.19	1.81
Pression (bar)	21.50	21.50	0.00	22	22	0.00
composition						
Azote	2.88	2.82	0.06	0.19	0.18	0.01
CO2	1.99	2.01	0.02	1.50	1.42	0.08
Méthane	74.85	73.99	0.86	19.55	18.47	1.08
Ethane	19.32	19.89	0.57	32.52	31.52	1.00
Propane	0.95	1.29	0.34	31.93	33.04	1.11
i-Butane	0.00	0.00	0.00	2.59	2.78	0.19
n-Butane	0.00	0.00	0.00	7.51	8.06	0.55
i-Pentane	0.00	0.00	0.00	1.38	1.49	0.09
n-Pentane	0.00	0.00	0.00	1.82	1.96	0.14
n-Hexane	0.00	0.00	0.00	0.80	0.86	0.06
n-Heptane	0.00	0.00	0.00	0.22	0.23	0.01
n-Octane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	100	100		100	100	

V.2.2.4.3 Dééthaniseur CE-32-01

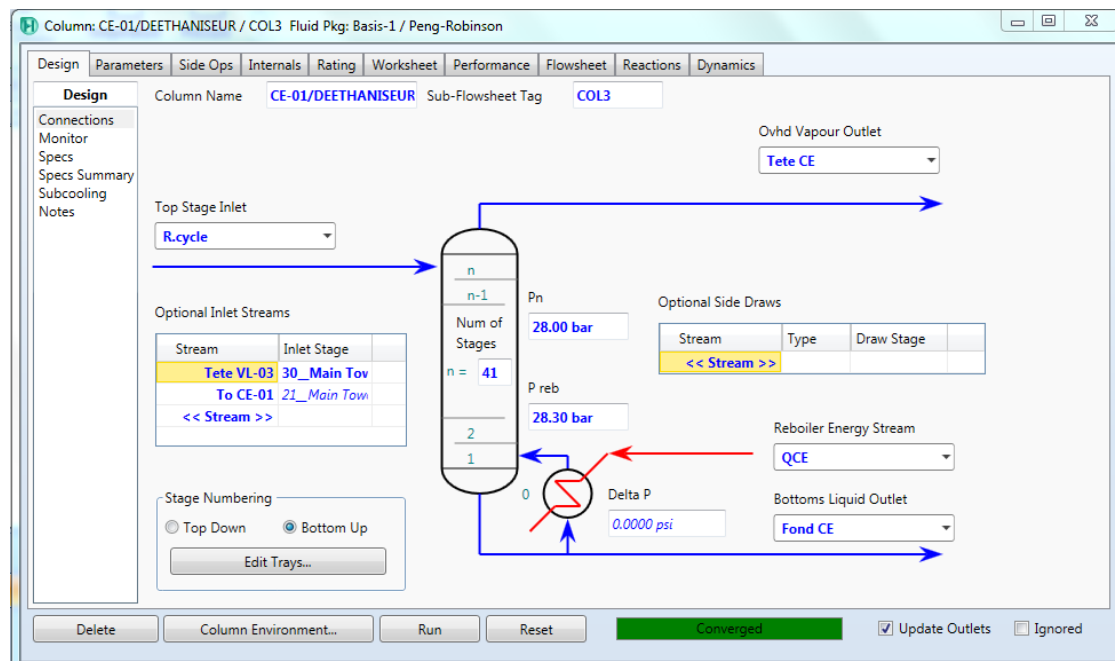


Figure V.6 : Interface de la construction d'un PFD de simulation du dééthaniseur.

Column: CE-01/DEETHANISEUR / COL3 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

		Design	Parameters	Side Ops	Internals	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet Conditions Properties Compositions PF Specs											

☒ Update Outlets
 ☐ Ignored

Figure V.7 : Composition de la charge de cas design simulé du dééthaniseur.

Le tableau V.5 ci-dessous apparait les écarts entre le cas design et le cas design simulé au niveau de dééthaniseur

Tableau V.5 : Comparaison entre cas design et cas design simulé du dééthaniseur.

Paramètre	Tête dééthaniseur			Fond dééthaniseur		
	Design	Simulé	Écart	Design	Simulé	Écart
Température (°C)	18.5	17.09	1.41	94.6	92.26	2.34
Pression (bar)	28.00	28.00	0.00	28.30	28.30	0.00
Composition						
Azote	0.19	0.19	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	1.98	1.96	0.02	0.00	0.00	0.00
Méthane	22.15	21.74	0.41	0.00	0.00	0.00
Ethane	54.99	55.88	0.89	2.60	2.87	0.27
Propane	20.67	20.24	0.43	62.45	62.17	0.28
i-Butane	0.01	0.00	0.01	6.31	6.31	0.00
n-Butane	0.00	0.00	0.00	18.32	18.32	0.00
i-Pentane	0.00	0.00	0.00	3.38	3.38	0.00
n-Pentane	0.00	0.00	0.00	4.45	4.45	0.00
n-Hexane	0.00	0.00	0.00	1.96	1.96	0.00
n-Hepatane	0.00	0.00	0.00	0.53	0.53	0.00
n-Octane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	100	100		100	100	

V.2.2.4.4 Débutaniseur CB-32-01

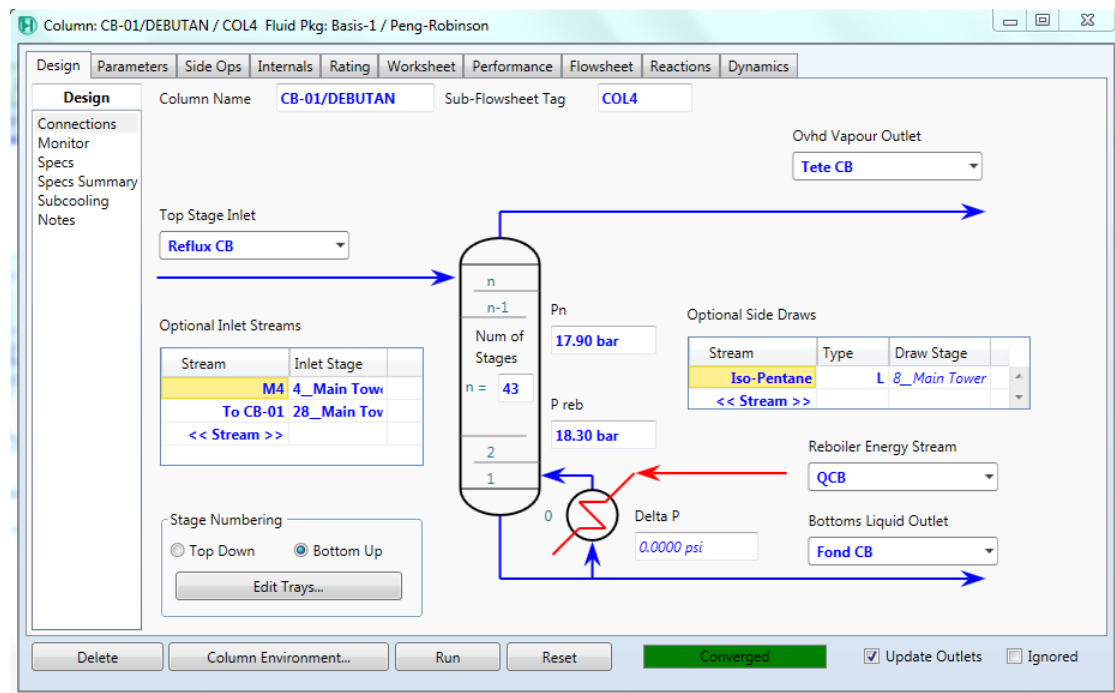


Figure V.8 : Interface de la construction d'un PFD de simulation du débutaniseur .

	Reflux CB	To CB-01	M4	Tete CB	Iso-Pentane	Fond CB
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0236	0.0287	0.0000	0.0282	0.0000	0.0000
Propane	0.6643	0.6217	0.0000	0.6766	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0755	0.0632	0.0000	0.0722	0.0000	0.0000
n-Butane	0.2253	0.1832	0.0000	0.2120	0.0011	0.0000
i-Pentane	0.0091	0.0338	0.2171	0.0089	0.3303	0.0569
n-Pentane	0.0021	0.0445	0.4144	0.0020	0.5503	0.1635
n-Hexane	0.0000	0.0196	0.2680	0.0000	0.1098	0.5421
n-Heptane	0.0000	0.0053	0.0745	0.0000	0.0084	0.2036
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0238	0.0000	0.0000	0.0339
H2O	0.0001	0.0000	0.0022	0.0001	0.0000	0.0000

Figure V.9 : Composition de la charge de cas design simulé du debutaniseur.

Le tableau V.6 ci-dessous apparait les écarts entre le cas design et le cas design simulé au niveau de dééthaniseur .

Tableau V.6 : Comparaison entre cas design et cas design simulé du débutaniseur.

Paramètre	Tête débutaniseur			Fond débutaniseur			Isopentane		
	Design	Simulé	Écart	Design	Simulé	Écart	Design	Simulé	Ecart
Température (°C)	73	72.85	0.15	197	197.9	0.9	164.2	159	5.2
Pression (bar)	28.00	28.00	0.00	28.30	28.30	0.00	18.23	18.23	0.00
composition									
Azote	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Méthane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ethane	2.89	2.82	0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Propane	69.50	67.66	1.84	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
i-Butane	7.02	7.22	0.20	0.00	0.00	0.00	0.05	0.00	0.05
n-Butane	20.20	21.20	1.00	0.05	0.00	0.05	1.52	0.11	1.41
i-Pentane	0.31	0.89	0.58	7.56	5.69	2.13	32.87	33.03	1.6
n-Pentane	0.07	0.20	0.13	16.44	16.35	0.09	48.06	55.03	
n-Hexane	0.00	0.00	0.00	46.27	54.21		15.90	10.98	
n-Hépatane	0.00	0.00	0.00	26.62	20.36		1.59	0.84	
n-Octane	0.00	0.00	0.00	3.06	3.39		0.02	0.00	
H2O	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	100	100		100	100		100		
C6+				75.95	77.96	2.01	65.57	66.85	1.28

❖ Interprétation des résultats :

D'après les tableaux de comparaison entre le cas design et le cas design simulé, nous remarquons que les résultats du cas simulé sont proches aux résultats du cas design, donc on peut dire que le modèle utilisé par notre simulateur nous donne des résultats satisfaisants et peut être généralisé pour étudier le cas d'optimisation

V.3 Optimisation des paramètres de fonctionnement

L'objectif de cette étape est d'optimiser les paramètres (température, pression et reflux) de l'unité de séparation au niveau les équipements du procédés (l'expander, l'absorbeur, le déethaniseur et débutaniseur) pour trouver des conditions de marches plus efficace et rentable et d'assurer les normes et les spécifications commerciales des produits.

L'optimisation est basé sur des changements sur les paramètres opératoires de chaque section étape par étape et ensuite la vérification des nouveaux paramètres et composition.

L'optimisation est réalisée par plusieurs essais jusqu'à l'atteindre au le cas optimisé favorisé, qu'il sera adapté avec les conditions de fonctionnements des équipements.

V.3.1 Choix les composants clés

Pour caractériser la séparation pour chaque section, il faut définir des composés clés parmi les composés du mélange ; la clé légère est le produit que l'on souhaite récupérer préférentiellement dans le distillat, alors que la clé lourde est le composé récupéré préférentiellement dans le résidu.

- ✓ Tête de colonne : clé lourde
- ✓ Fond de colonne : clé légère

Le tableau V.7 comprend le choix des clés légers et lourds dépend des produits cibles que l'on veut séparer pour chaque section.

Tableau V.7 : Les composants clés des colonnes [14].

Les composants clés	Absorbeur		Dééthaniseur		Débutaniseur		
	Tête	Fond	Tête	Fond	Tête/GPL	Fond/Cond	Isopentane
C2		32.52		2.60	2.89		
C3	0.95		20.67		69.50		
i-C4							0.05
n-C4						0.05	1.52
i-C5+					0,31		
n-C5					0.07		

V.3.2 Paramètre et composition de cas design

Ces paramètres et les compositions de cas design de chaque section qui sont illustrés dans le tableau V.8 sont considérés comme une référence de comparaison pour futures essais.

Tableau V.8 : Paramètre et composition de cas design [14].

Cas Design		Absorbeur		Deethaniseur		Debutaniseur		
Parametre	Sortie expandeur	Tete	Fond	Tete	Fond	Tete	Fond	Isopentane
Pression (bar)	21.70	21,5	22	28	28,40	17.90	18.30	18,23
Temperature (°C)	-41	-52	-41	18	94,6	73	197	164,2
Les composés clés	Methane	74,85	19,55	22,15	0,00	0,00	0,00	0.00
	Ethane	19,32	32,52	54,99	2,60	2,89	0,00	0,00
	Propane	0,95	31,93	20,67	62,45	69,50	0,00	0,00
	I-Butane	0,00	2,59	0.01	6,31	7,02	0,00	0.05
	n-Butane	0,00	7,51	0,00	18,32	20,20	0.05	1.52
	i-Pentane	0,00	1,38	0,00	3,38	0.31	7.56	32.87
	n-Pentane	0,00	1,82	0,00	4,45	0,07	16.44	48.06

V.3.3 Paramètre et composition des essais

Les résultats des essais sont regroupées dans le tableau V.9 pour faciliter le suivi de changement des paramètres et des compositions de chaque section et la comparaison entre eux.

Tableau V.9 : Résultats de paramètres et composition d'essais d'optimisation.

Essai n°1		Absorbeur		Deethaniseur		Débutaniseur		
Parametre	Sortie expandeu	Tete	Fond	Tete	Fond	Tete	Fond	Isopentane
Pression (bar)	22.6	21.5	22	28	28.40	17.90	18.30	18.23
Temperature (°C)	-39	-50.11	-38.86	17.24	91,87	72.63	197.9	159
Les composés clés %	Methane	73.89	18.36	21.75	0.00	0.00	0.00	0.00
	Ethane	19.96	31.39	55.71	3,24	3.14	0.00	0.00
	Propane	1.33	33.16	20.40	61.79	67.18	0.00	0.00
	I-Butane	0.00	2.80	0.00	6.32	7.24	0.00	0.00
	n-Butane	0.00	8.13	0.00	18.33	21.28	0.00	0.11
	i-Pentane	0.00	1.50	0.00	3.38	0.94	5.72	33.11
	n-Pentane	0.00	1.97	0.00	4.45	0.21	16.36	54.95
Essai n°2		Absorbeur		Deethaniseur		Debutaniseur		
Parametre	Sortie expandeur	Tete	Fond	Tete	Fond	Tete	Fond	Isopentane
Pression bar	20	21.5	22	28	28.40	17.90	18.30	18.23
Temperature °C	-42.63	-50.96	-39.86	16.58	93.07	72.53	198	159
Les composés clés %	Methane	74.19	18.68	21.67	0.00	0.00	0.00	0.00
	Ethane	19.76	31.77	56.52	2.10	2.13	0.00	0.00
	Propane	1.21	32.79	19.67	62,94	68.77	0.00	0.00
	I-Butane	0.00	2.73	0.00	6.32	7.13	0.00	0.00
	n-Butane	0.00	7.93	0.00	18.32	20.85	0.00	0.08
	i-Pentane	0.00	1.46	0.00	3.38	0.94	5.63	32.92
	n-Pentane	0.00	1.93	0.00	4.45	0.17	16.28	55.23
Essai n°3		Absorbeur		Deethaniseur		Debutaniseur		
Parametre	Sortie expandeur	Tete	Fond	Tete	Fond	Tete	Fond	Isopentane
Pression bar	19	21,5	22	28	28.40	17.90	18.30	18.23
Temperature °C	-44.12	-51.31	-40.27	16.28	93.55	72.44	198.1	159
Les composés clés %	Methane	74.31	18.82	21.64	0.00	0.00	0.00	0.00
	Ethane	19.68	31.93	56.87	1.65	1.72	0.00	0.00
	Propane	1.16	32.64	19.35	63.39	69.50	0.00	0.00
	I-Butane	0.00	2.71	0.00	6.32	7.07	0.00	0.00
	n-Butane	0.00	7.85	0.00	18.33	20.61	0.00	0.07
	i-Pentane	0.00	1.45	0.00	3.38	0.93	5.59	32.86
	n-Pentane	0.00	1.91	0.00	4.45	0.16	16.23	55.34
Essai n°4		Absorbeur		Deethaniseur		Debutaniseur		
Parametre	Sortie expandeur	Tete	Fond	Tete	Fond	Tete	Fond	Isopentane
Pression bar	17	21.5	22	28	28.40	17.90	18.30	18.23
Temperature °C	-47.29	-52.07	-41.17	15.82	94.42	72.31	198.2	159
Les composés clés %	Methane	74.58	19.12	21.58	0.00	0.00	0.00	0.00
	Ethane	19.50	32.26	57.42	0.82	0.92	0.00	0.00
	Propane	1.06	32.30	18,85	64.22	70.84	0.00	0.00
	I-Butane	0.00	2.65	0.00	6.32	6.97	0.00	0.00
	n-Butane	0.00	7.69	0.00	18.32	20.21	0.00	0.06
	i-Pentane	0.00	1.42	0.00	3.38	0.92	5.54	32.79
	n-Pentane	0.00	1.87	0.00	4.45	0.13	16.16	55.48

❖ Interprétation des résultats

D'après les essais, la vérification et la comparaison entre les cas optimisé nous avons observé que les essais n°3 et n°4 sont les cas optimisés le plus favorables, d'autre part la pression (17 bar) d'essais n°4 est considéré comme un seuil de fonctionnement de l'expander et pour cette raison nous avons choisi le paramètre d'essai n°3

V.3.4 Influence taux de reflux

Augmentation le taux de reflux au niveau tête de l'absorbeur est considéré comme deuxième étapes pour avancer notre optimisation avec le cas optimisé n°3.

Les résultats de changement de chaque section sont illustrés dans le tableau V.10

Tableau V.10 : Résultats de cas optimisé avec l'influence de taux de reflux.

reflux kmole/h	Absorbeur			Dééthaniseur			Débutaniseur				
	C3 %	Temperature °C		C2 %	Temperature °C		C2 %	C3 %	C5+%	Temperature °C	
		Tete	Fond		Tete	Fond				Tete	Fond
1927	1.16	-51.31	-40.27	1.65	16.28	93.55	1.72	69.50	1.09	72.44	198.1
2050	1.03	-51.80	-40.34	0.77	16.94	94.48	0.79	70.95	1.06	72.36	198.2
2100	0.98	-51.99	-40.36	0.56	17.41	94.69	0.67	71.07	1.06	72.40	198.2
2150	0.93	-52.17	-40.40	0.47	17.50	94.78	0.57	71.19	1.06	72.42	198.2
2200	0.90	-52.28	-40.48	0.31	18.09	94.95	0.41	71.34	1.06	72.47	198.2

❖ Interprétation des résultats

Suivant les valeurs de débit de reflux à la tête de l'absorbeur qu'il est illustré dans le tableau V.10 nous constatons que le débit de 2150 kmol/h est le plus favorisé que le débit de 2200 kmol/h, ce dernier (2200 kmol/h) n'est possible parce que il est considéré comme débit d'alimentation totale de ballon désengagement VL-06 (mélange liquide/vapeur) que la condensation au niveau cette ballon est partielle.

Donc les nouveaux paramètres et les compositions sont resautés de le cas optimisé n°3 et l'influence le taux de reflux ont peu les résumés dans le tableau V.11 sous-dessous.

Tableau V.11 : Résumé des nouveaux paramètres et compositions du cas optimisé

Essai N3 avec reflux 2150 Kmol/h		Absorbeur		Deethaniseur		Debutaniseur		
Parametre	Sortie Expandeur	Tete	Fond	Tete	Fond	Tete	Fond	Isopentane
Pression (Bar)	19	21.5	22	28	28.40	17.90	18.30	18.23
Temperature(°C)	-44.12	- 52.17	-40.40	17.50	94.78	72.42	198.2	159
Les Composés Clés	Methane	74.03	18.87	21.33	0.00	0.00	0.00	0.00
	Ethane	20.21	32.08	56.07	0.47	0.57	0.00	0.00
	Propane	0.93	32.96	20.50	64.58	71.19	0.00	0.00
	I-Butane	0.00	2.61	0.00	6.31	6.97	0.00	0.00
	N-Butane	0.00	7.58	0.00	18.32	20.21	0.00	0,06
	I-Pentane	0.00	1.40	0.00	3.38	0.92	5,54	32.77
	N-Pentane	0.00	1.84	0.00	4.45	0.14	16,16	55,50

Après les résultats optimisés obtenus de notre travail nous avons établi un tableau V.12 qu'il apparait la différence entre le cas design et le cas design optimisé.

Tableau V.12 : Tableau comparatif entre le cas design et le cas design optimisé.

	Sortie expander		ABSORBEUR		DEETHANISEUR				DEBUTANISEUR					
	Sortie expander		TETE		TETE		FOND		TETE		FOND		ISOPENTANE	
Parametre	Design	optimisé	Design	Optimisé	Design	optimisé	Design	optimisé	Design	optimisé	Design	optimisé	Design	optimisé
Press bar	21.7	19	21.5	21.5	28	28	28,40	28,40	17.9	17,90	18.3	18,30	18.23	18,23
Temp °C	-41	-44.12	-52	-52.17	18	17.5	94,6	94.78	73	72.42	197	198.2	164.2	159
Les composés clés	Methane		74,85	74.03	22,15	21.33	0	0	0	0	0	0	0	0
	Ethane		19,32	20.21	54,99	56.07	2,60	0.47	2,89	0.57	0	0	0	0
	Propane		0,95	0.93	20,67	20.5	62,45	64.58	69,50	71.19	0	0	0	0
	I-Butane		0	0	0.01	0	6,31	6.31	7,02	6.97	0	0	0.05	0
	n-Butane		0	0	0	0	18,32	18.32	20,20	20.21	0.05	0	1.52	0.06
	i-Pentane		0	0	0	0	3,38	3.38	0.31	0.92	7.56	5.54	32.87	32.77
	n-Pentane		0	0	0	0	4,45	4.45	0,07	0.14	16.44	16.16	48.06	55.5

Donc on peut résumer les nouveaux paramètres optimisé pour chaque section dans le tableau V.13 qu'ils sont considérés comme un référence de paramètres opératoires.

Tableau V.13 : Paramètres optimisés de fonctionnement des procédés ZCINA.

Paramètre	Expander	Absorbeur		Dééthaniseur		Débutaniseur	
	Sortie	Tête	Fond	Tête	Fond	Tête	Fond
Température °C	-44.12	-52.17	-40.40	17.50	94.78	72.42	198.2
Pression bar	19	21.50	22	28	28.40	17.90	18.30
Reflux kmol/h		2150		1795		1350	

V.4 Conclusion

Après notre simulation le cas design qu'il est confirmé l'efficacité de logiciel hysys utilisé pour notre objectif et suivant les résultats obtenus d'optimisation nous avons atteint aux paramètres opératoires très satisfaisants qui jouent un rôle plus important d'amélioration l'extraction des liquides à partir du gaz associé sous les normes et les spécifications environnementales et commerciales.

❖ Recommandations :

Les paramètres optimisés sont réalisés par une bonne gestion de régulation et fonctionnement des équipements suivants :

- ✓ sortie expander : la température et la pression sont ajustés par un système d'automate de l'expander
- ✓ Reflux de l'absorbeur est ajusté par une boucle de régulation de débit (FIC) et de niveau (LIC) sur le ballon désengagement
- ✓ Pression de tête dééthaniseur est ajustée par la pression de ballon de tête avec un régulateur (PIC)
- ✓ Température de fond dééthaniseur est ajusté par le débit de circuit d'huile chaud avec une boucle de régulation de débit (FIC) vers le rebouilleur et (TIC) au niveau la colonne

- ✓ Pression de tête débutaniseur est ajustée par la pression de ballon de tête avec un régulateur (PIC)
- ✓ Température de fond débutaniseur est ajusté par le débit de circuit d'huile chaud avec une boucle de régulation de débit (FIC) vers le rebouilleur et (TIC) au niveau la colonne
- ✓ Une régulateur de (TIC) comme un bypass vers aéro-refrigerant d'huile chaude pour protection le circuit en cas d'augmentation la température de huile ou freinage de débit d'huile chaud vers les rebouilleurs.

Conclusion Générale

Nous avons à travers ce mémoire essayé d'optimiser les paramètres opératoires de la section d'extraction des liquides à partir du gaz associée au niveau de complexe ZCINA hassi messaoud dans le but d'améliorer la récupération le GPL et le condensât, et réduire la consommation d'énergie. Pour cela, on a essayé de bien maîtriser le procédé et de connaître les différents équipements de cette section.

La simulation de cette section par le simulateur Hysys avec les données du cas Design qu'ils ont apparu les plus proche du cas design simulé et qu'ils ont nous permis d'établir un modèle représentant de cette unité.

L'étude de la variation des paramètres opératoires de l'expander qu'il a apparu l'effet directe sur les paramètres opératoire des colonnes de l'unité ont permis de trouver les paramètres opératoires optimaux qui permettent d'améliorer l'extraction et la purification le liquide de gaz légers qui provoque l'instabilité son stockage et transport, cette optimisation a donné un plus conformité aux produits finis et son spécifications commerciales.

LES REFERENCES

Les références

- [1] A.T. Kearney Energy Transition Institute.FactBook Series. Introduction au gaz naturel .Novembre 2015 www.energy-transition-institute.com pages (3, 8,12)
- [2] TOTAL. Support de formation EXP-PR130-FR la déshydratation du gaz .dernière révision 0.1: 19/04/2007 Pages (9,
- [3] SNC-LAVALIN GNL 101 Initiation au Gaz Naturel Liquéfié "Été 2016" pages (4,5,
- [4] Reseaugds (gaz distribution services), caractéristiques techniques du gaz naturel de type H, Version n° 03 des 05/06/2013 pages (1,4)
- [5] Connaissance des Énergies 2011-2020, fiche pédagogique, Gaz de pétrole liquéfiés (GPL) Date d'entrée au site du 05/04/2020
<https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-de-petrole-liquefies-gpl>
- [6] Ministère de l'énergie, Bilan de réalisations du secteur de l'énergie année 2017 Edition 2018 www.energy.gov.dz
Pages (12, 20,25)
- [7]Comité Français du Butane et Propane CFBP L'énergie Butane Propane > Caractéristiques Date d'entrée au site du 14/04/2020
<https://www.cfbp.fr/energie-butane-propane/caracteristiques/caracteristiques-generales/>
- [8] encana fiche de données de sécurité Condensats GE I version 1.0 préparé par Deerfoot Consulting Inc www.aegisreg.com Date de préparation : 25 septembre 2017
Pages (2, 3, 9,10)
- [9] SONATRACH/SAIPEM Contracting Algérie, Manuel Opérateur F10163-SSA-PCO-MAN-000001-F;
Prépare par M.MORRELLON Date : 25 Octobre 2013
Pages (26, 28, 29, 31, 33, 34, 39, 1541, 1536, 1537 .41.44.45.48.51. 53.57.58.68.72.75 .100.101.589.590.602)
- [10] SONATRACH/SAIPEM/YPKOGAWA Manuel Opérateur GPL/vues synoptiques F10163-YOK-INS-DGM-000055-F-0000-2
Pages (15, 16,29.56.57.68.78.89.212.228.257.98.107.273.275.84.241.248.459)
Préparé par: A.Oukil/ C. Richer date: 12 Avril 2012
- [11] **Cours** Distillation & Extraction Volume 1 préparées par Bernard Grandjean 2013
Leçons commentées en ligne sur <http://www.grandjean-bpa.com/distil/> Pages (14.17.19.22.23.47.50.51.64.85.86.90.91.93.95.98.101)

Les références

[12] TOTAL Exploration et Production. Manuel de formation cours exp-pr-pr180 révision 0.1 la distillation dernière révision : 23/05/2007

Page (49.50.51.52.53)

[13] Polycopie du TP simulation des procédés industriels conformément au programme officiel (L3 GP). Établie par : Mr Y. BOUDJEMAA. Année 2016/2017

Page (4.6.8)

[14] SONATRACH SAIPEM CONTRACTING ALGERIE Manuel opératoire bilan matières et chaleur n° ref: F10163-SSA-PCS-CAL-000001-F Préparé par N. LURCEL

date : 30 octobre 2009 Page (4.5.6.7.8.9.10)

ANNEXE

Annexe A : Schémas, diagrammes et Tableaux de calcul

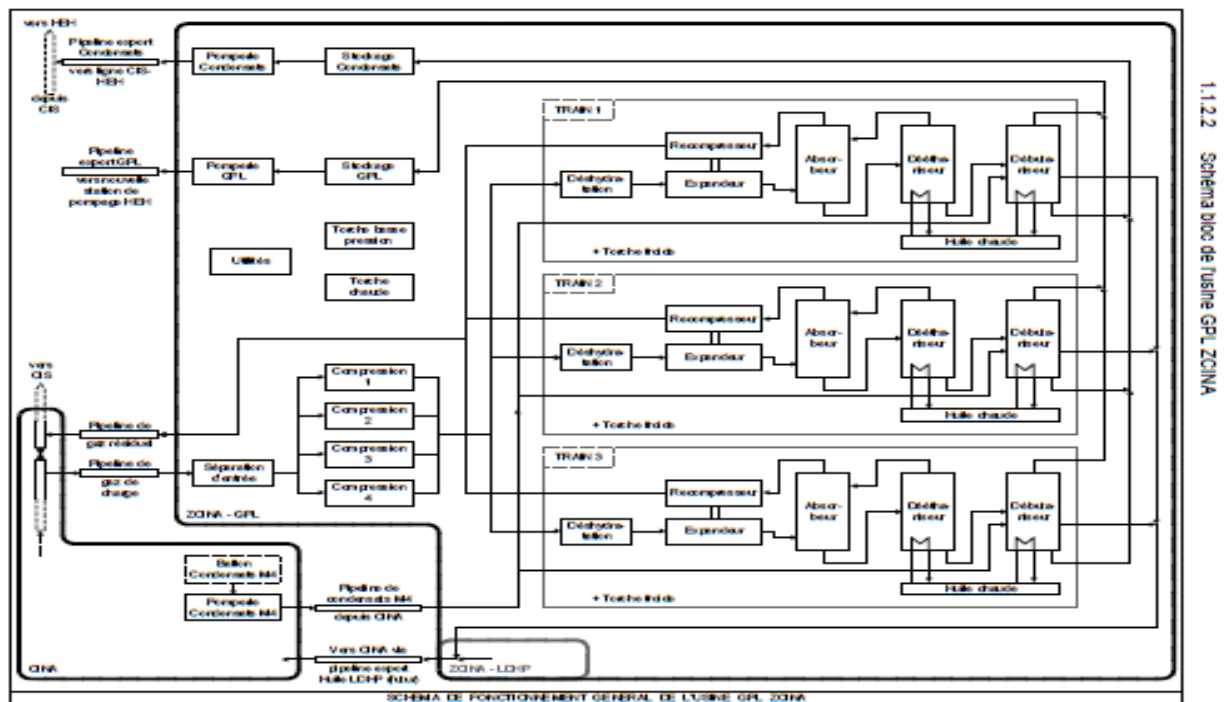


Schéma 1: schéma bloc de l'usine GPL ZCINA

10.1.2.2 Schéma bloc de l'usine LDHP ZCINA

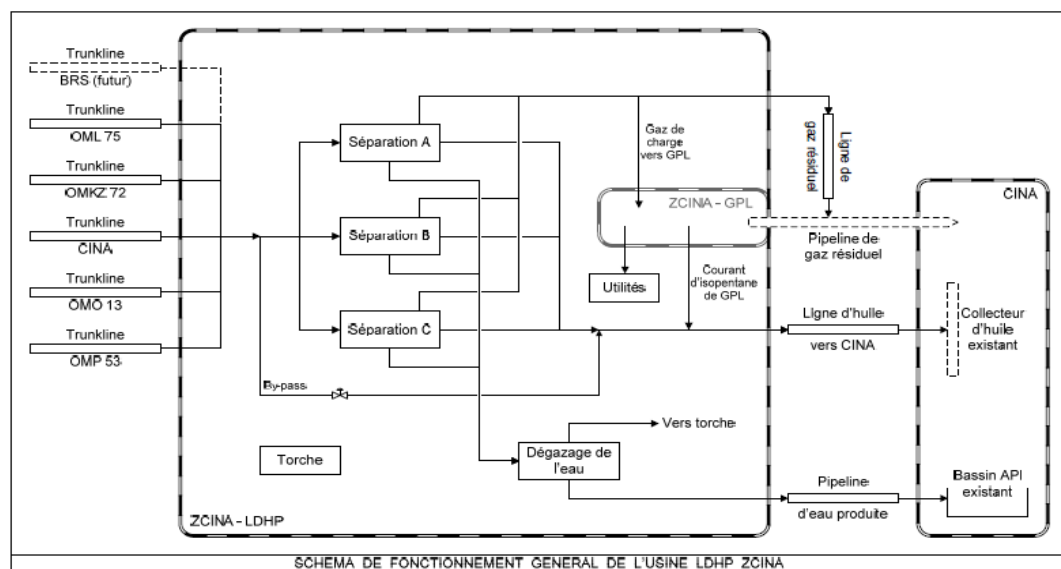
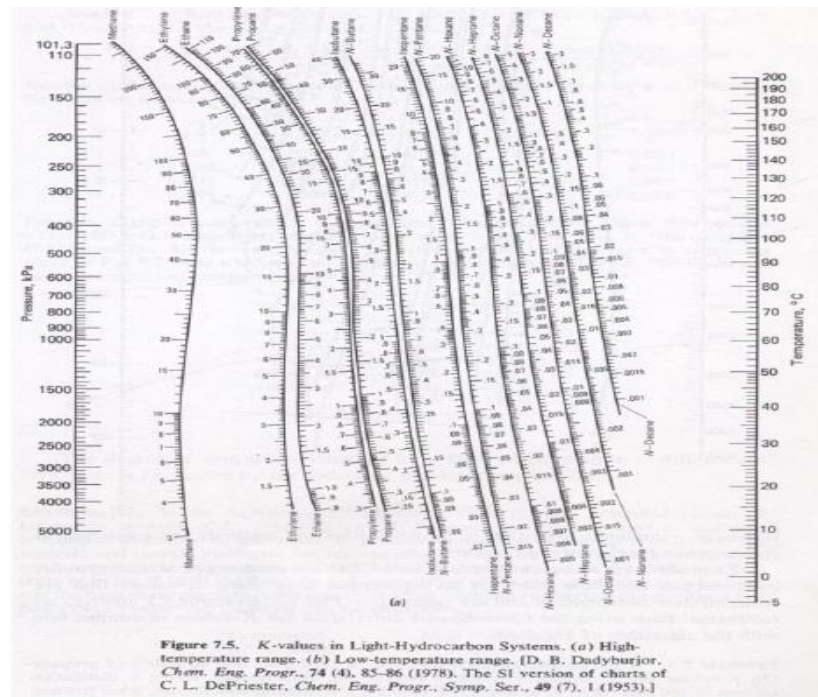
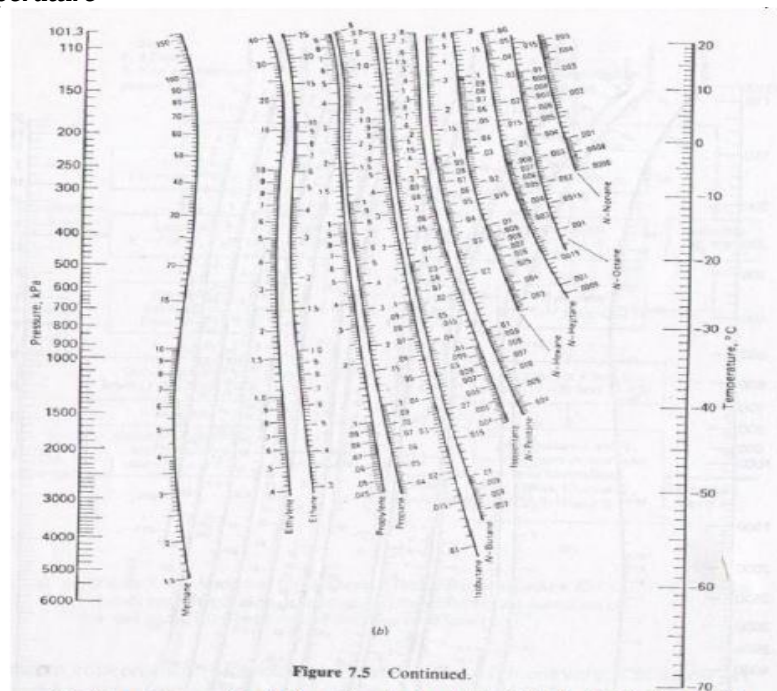


Schéma 2: schéma bloc de l'usine LDHP ZCINA



Equilibrium-Stage operations in Chemical engineering, Henley E.J. & Seader J.D. (1981) p 277
John Wiley & Sons ISBN-0-471-37108-4

Diagramme 1: diagramme de "DePriester" pour la détermination des volatilités d'hydrocarbures légers haute température



Equilibrium-Stage operations in Chemical engineering, Henley E.J. & Seader J.D. (1981) p 278
John Wiley & Sons ISBN-0-471-37108-4

Diagramme 2: diagramme de "DePriester" pour la détermination des volatilités d'hydrocarbures légers basse température

Appendix D-2e. CONSTANTS FOR ANTOINE'S EQUATION FOR VAPOR PRESSURE^a

$$\log_{10} VP = A - \frac{B}{C + t}$$

VP is vapor pressure in mm Hg; t is in °C

	A	B	C
Acetic acid	7.18807	1416.7	211
Acetone	7.02447	1161.0	224
Aniline	7.24179	1675.3	200
Benzene	6.90565	1211.033	220.79
i-butane	6.74808	882.8	240.0
n-butane	6.83029	945.9	240.0
Ethanol	8.04494	1554.3	222.65
Diethyl ether	6.78574	994.195	220.0
Ethyl benzene	6.95719	1424.255	213.206
Ethylene glycol	7.8808	1957.0	193.8
n-heptane	6.90240	1268.115	216.9
n-hexane	6.87776	1171.53	222.366
n-octane	6.9237	1355.126	209.517
i-pentane	6.78967	1020.012	233.097
n-pentane	6.85221	1064.63	232.000
Styrene	6.92409	1420.0	206.0
Toluene	6.95464	1344.800	219.482
Water	7.96681	1668.21	228.0
o-xylene	6.99891	1474.679	213.686
m-xylene	7.00908	1462.266	215.108
p-xylene	6.99052	1453.430	215.307

^aLange's Handbook of Chemistry, 11th ed., McGraw-Hill; New York (1973).
By permission of McGraw Hill; copyright 1973.

Tableau 1: constantes pour équation d'Antoine

The figure displays three screenshots of Aspen Plus simulation results for a distillation column. The top left screenshot shows the 'Design' tab for Column CA-01 (Benzene) with various process parameters. The top right screenshot shows the 'Results' tab for the same column, displaying calculated values for temperature, pressure, and flow rates. The bottom screenshot shows the 'Design' tab for Column CB-01 (Benzene) with similar process parameters.

Tableau 2: Paramètres cas design simulé 21,7 bar et -40,22 °C

Tableau 3: Paramètres et composition essai n°1 22,6 bar et -39 °C

Tableau 4: Paramètres et composition essai n°2 20 bar et -42,63 °C

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008	Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008	Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008	Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008	Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008	Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008	Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson Design Parameters State Data Intervals Rating Worksheet Performance Feedstock Reactions Dynamics Worksheet <table> <tr> <th>State</th><th>Feed CA-00 BC00.1</th><th>To CA-01 BC00.2</th><th>To CA-02 BC00.3</th><th>Feed CA-03 BC00.4</th></tr> <tr> <td>Temperature (°C)</td><td>40.000</td><td>42.121</td><td>52.311</td><td>49.271</td></tr> <tr> <td>Pressure (bar)</td><td>21.901</td><td>18.000</td><td>21.901</td><td>20.000</td></tr> <tr> <td>Molar Flow (kgmol/h)</td><td>1.027</td><td>1.078e+000</td><td>1.212e+000</td><td>1.027</td></tr> <tr> <td>Mass Flow (kg/h)</td><td>1.077e+000</td><td>1.125e+000</td><td>1.263e+000</td><td>1.089e+000</td></tr> <tr> <td>Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)</td><td>642.4</td><td>68.00</td><td>51.75</td><td>132.0</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol)</td><td>-4.515e+004</td><td>-4.834e+004</td><td>-4.897e+004</td><td>-5.175e+004</td></tr> <tr> <td>Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)</td><td>27.99</td><td>28.00</td><td>30.17</td><td>27.95</td></tr> <tr> <td>Heat Flow (Btu/h)</td><td>-1.884e+008</td><td>-1.185e+008</td><td>-6.775e+008</td><td>-4.127e+008</td></tr> </table> Details Column Environment... Run Report ☒ Update Outputs ☐ Ignored	State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4	Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271	Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000	Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027	Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000	Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0	Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004	Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95	Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							
State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4																																																																																							
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271																																																																																							
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000																																																																																							
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027																																																																																							
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000																																																																																							
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004																																																																																							
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95																																																																																							
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008																																																																																							

Tableau 5: Paramètres et composition essai n°3 19 bar et -44,12 °C

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	1.089e+000
Std Ideal Log Vol Flow (L/GPM)	642.4	68.00	51.75	132.0
Molar Enthalpy (Btu/lbmol)	-4.515e+004	-4.834e+004	-4.897e+004	-5.175e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmol-F)	27.99	28.00	30.17	27.95
Heat Flow (Btu/h)	-1.884e+008	-1.185e+008	-6.775e+008	-4.127e+008

Details | Column Environment... | Run | Report | ☒ Update Outputs | ☐ Ignored

Columns CA-ELMAGOR / COL4 Fluid Prop Basic 1 / Peng-Robinson

Design | Parameters | State Data | Intervals | Rating | Worksheet | Performance | Feedstock | Reactions | Dynamics

Worksheet

State	Feed CA-00 BC00.1	To CA-01 BC00.2	To CA-02 BC00.3	Feed CA-03 BC00.4
Temperature (°C)	40.000	42.121	52.311	49.271
Pressure (bar)	21.901	18.000	21.901	20.000
Molar Flow (kgmol/h)	1.027	1.078e+000	1.212e+000	1.027
Mass Flow (kg/h)	1.077e+000	1.125e+000	1.263e+000	

Tableau 6: Paramètres et composition essai n°4 17 bar et -47,29 °C

Tableau 7: Paramètres et composition essai n°3 avec reflux de 2050 Kmol/h

The image displays four screenshots of a software interface showing process parameters and composition for a distillation column. The data is organized into tables with columns for various streams and components.

Table 1 (Top Left):

Paramètre	Unité	Value
Température (°C)	°C	110.00
Pression (Bar)	Bar	1.0000
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00

Table 2 (Top Right):

Composant	Unité	Value
Composant 1	kg/h	1000.00
Composant 2	kg/h	1000.00
Composant 3	kg/h	1000.00
Composant 4	kg/h	1000.00
Composant 5	kg/h	1000.00
Composant 6	kg/h	1000.00
Composant 7	kg/h	1000.00
Composant 8	kg/h	1000.00
Composant 9	kg/h	1000.00
Composant 10	kg/h	1000.00

Table 3 (Bottom Left):

Paramètre	Unité	Value
Température (°C)	°C	110.00
Pression (Bar)	Bar	1.0000
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00

Table 4 (Bottom Right):

Composant	Unité	Value
Composant 1	kg/h	1000.00
Composant 2	kg/h	1000.00
Composant 3	kg/h	1000.00
Composant 4	kg/h	1000.00
Composant 5	kg/h	1000.00
Composant 6	kg/h	1000.00
Composant 7	kg/h	1000.00
Composant 8	kg/h	1000.00
Composant 9	kg/h	1000.00
Composant 10	kg/h	1000.00

Tableau 7: Paramètres et composition essai n°3 avec reflux de 2050 Kmol/h

Tableau 8: Paramètres et composition essai n°3 avec reflux de 2100 Kmol/h

The image displays four screenshots of a software interface showing process parameters and composition for a distillation column. The data is organized into tables with columns for various streams and components.

Table 1 (Top Left):

Paramètre	Unité	Value
Température (°C)	°C	110.00
Pression (Bar)	Bar	1.0000
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00

Table 2 (Top Right):

Composant	Unité	Value
Composant 1	kg/h	1000.00
Composant 2	kg/h	1000.00
Composant 3	kg/h	1000.00
Composant 4	kg/h	1000.00
Composant 5	kg/h	1000.00
Composant 6	kg/h	1000.00
Composant 7	kg/h	1000.00
Composant 8	kg/h	1000.00
Composant 9	kg/h	1000.00
Composant 10	kg/h	1000.00

Table 3 (Bottom Left):

Paramètre	Unité	Value
Température (°C)	°C	110.00
Pression (Bar)	Bar	1.0000
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de vapeur (kg/h)	kg/h	1000.00
Flux de liquide (kg/h)	kg/h	1000.00

Table 4 (Bottom Right):

Composant	Unité	Value
Composant 1	kg/h	1000.00
Composant 2	kg/h	1000.00
Composant 3	kg/h	1000.00
Composant 4	kg/h	1000.00
Composant 5	kg/h	1000.00
Composant 6	kg/h	1000.00
Composant 7	kg/h	1000.00
Composant 8	kg/h	1000.00
Composant 9	kg/h	1000.00
Composant 10	kg/h	1000.00

Tableau 8: Paramètres et composition essai n°3 avec reflux de 2100 Kmol/h

Tableau 9: Paramètres et composition essai n°3 avec reflux de 2150 Kmol/h

Tableau 10: Paramètres et composition essai n°3 avec reflux de 2200 Kmol/h

Résumé

La tendance mondiale actuelle est à des conditions industrielles strictes avec un produit plus sûr pour l'homme et l'environnement et avec des spécifications commerciales satisfaisantes à inciter les entreprises industrielles pour qu'elles se concurrencent pour améliorer leurs produits selon ces spécifications requises

L'objectif de ce travail est l'optimisation des paramètres et les conditions de traitement des gaz associés au pétrole à des paramètres plus efficaces que celles actuellement en vigueur pour l'extraction de liquides à partir de gaz.

Nous avons utilisé le programme de simulation Aspan Hysys pour simuler les paramètres et les conditions de fonctionnement actuelles de l'unité de traitement de gaz associée au pétrole afin de vérifier l'efficacité de ce programme puis entamer le processus d'optimisation de ces paramètres et conditions en menant un ensemble d'expériences au niveau des équipements utilisés dans l'extraction et en atteignant les paramètres les plus appropriées pour le travail de ces derniers et obtention d'un produit avec la plus grande pureté et les spécifications environnementales et commerciales

Les mots clés: gaz associés au pétrole, extraction, optimisation, simulation

Abstract

The current global trend is for strict industrial conditions with a product that is safer for humans and the environment and with satisfactory commercial specifications has prompted industrial companies to compete to improve their products according to these required specifications

The objective of this work is to optimize the parameters and conditions of gas processing associated with petroleum to parameters more efficient than those currently in force for the extraction of liquids from gas

We used the Aspan Hysys simulation program to simulate the parameters and current operating conditions of the associated petroleum gas processing unit to verify the effectiveness of this program and then begin the process of optimizing these parameters and conditions by carrying out a set of experiments at the level of the equipment used in the extraction and reaching the most appropriate parameters for the work of these and obtaining a product with the highest purity and environmental and commercial specifications

Keywords: gas associated with petroleum, extraction, optimization, simulation

ملخص

إن التوجه العالمي اليوم لشروط صناعية صارمة بمنتج أكثر امان للإنسان وللبيئة وبمواصفات تجارية مرضية دفعت الشركات الصناعية لتتنافس فيما بينها لتحسين منتوجاتها الى هذه المواصفات المطلوبة الهدف من هذا العمل هو تحسين معايير وشروط معالجة الغاز المرافق للبترول الى معايير أكثر منها نجاعة من المعمول بها حالياً لاستخلاص السوائل من الغاز لقد قمنا باستخدام برنامج المحاكاة اسبان ها يسيس لمحاكاة المعايير والشروط المعمول بها حالياً لوحدة معالجة الغاز المرافق للبترول للتحقق من نجاعة هذا البرنامج ومن ثم الانطلاق في عملية تحسين هذه المعايير والشروط بإجراء مجموعة من التجارب على مستوى الاجهزة المستخدمة في الاستخلاص والوصول الى معايير أكثر ملائمة لعمل هذه الاجهزة والحصول على منتج بأعلى نقاوة ومواصفات بيئية و تجارية. **كلمات مفتاحية:** الغاز المرافق للبترول ,استخلاص ,تحسين ,محاكاة