

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

République Algérienne Démocratique et Populaire

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

جامعة غرداية

N° d'enregistrement
/...../...../...../.....

Université de Ghardaïa



كلية العلوم والتكنولوجيا

Faculté des Sciences et de la Technologie

قسم هندسة الطرائق

Département de Génie des Procédés

Mémoire de fin d'étude, en vue de l'obtention du diplôme

Master

Domaine : Sciences et Technologies

Filière : Génie des Procédés

Spécialité : Génie Chimique

Thème

**Etude de la performance actuelle de la colonne de
débutaniseur au niveau du centre d'Oued Noumer**

Présenté par :

Amine Boutouizgha

Khaled Ben Atallah

Devant le jury composé de:

Zine el Abidine BENARIMA	MCB	Université de Ghardaïa	Encadreur
Amel TRABELSI	MAA	Université de Ghardaïa	Examineur
Farid TOUAITI	MCB	Université de Ghardaïa	Examineur

Année universitaire 2021/2022

Remerciement

Nos remerciements s'adressent à notre encadreur Dr Zine El Abidine BENARMA d'avoir accepté de diriger ce travail et pour son soutien, ses compétences et sa clairvoyance ont été d'une aide inestimable. Par ailleurs,

on tient à remercier aussi Mr Mokrane Yazid, ingénieur spécialisé au niveau du centre de production et de traitement d'ONR/ARM pour son aide précieuse.

Nos remerciements vont également à tout le personnel du département de génie des procédés, ainsi que nos Professeur et amis de la promotion génie chimique.

Dédicace

*Je dédie ce travail à mes parents, qui m'ont toujours
comblé d'amour et de sollicitude.*

J'espère les rendre aussi fiers qu'eux à moi.

*Je le dédie également à mes frères Abdelaziz, Abdelkader,
Mohammed et aussi à mes sœurs Hayat, Nermin.*

À tous mes amis, ma famille et toute la promotion.

Enfin, à tous ceux qui m'ont encouragé, de loin ou de près.

✓ Khaled

Dédicace

*A MA TRÈS CHÈRE MÈRE : Puisse le tout puissant
te donner santé, bonheur et longue vie afin que je puisse te
.comblar à mon tour*

A MON DERNIER PÈRE : qui avait tant de rêve pour moi

A MA FEMME

A MES FRÈRES ET SOEURS

✓ Amine

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Réserves de combustibles fossiles par région dans le monde .	5
Tableau I.2 : Les principaux producteurs de pétrole, charbon et gaz dans le monde en 2019 en Mt et milliards de m ³ .	5
Tableau I.3 : Caractéristiques du GPL commercial.	16
Tableau IV.1 : Paramètre de fonctionnement de la colonne du cas actuel	75
Tableau IV.2 : Composition de la charge du cas actuel.	75
Tableau IV.3 : Composition du distillat.	75
Tableau IV.4 : Comparaison des données de distillat.	76
Tableau IV.5 : Composition du résidu	76
Tableau IV.6 : Comparaison des données de résidu	77
Tableau IV.7 : Influence de la variation du taux de reflux sur les spécifications du GPL et condensat.	78
Tableau IV.8 : Influence de la variation du taux de reflux sur les énergies du condenseur et rebouilleur.	78
Tableau IV.9 : Influence du taux de reflux sur le rendement du GPL et condensat.	79
Tableau IV.10 : Variation du rendement de la colonne dans le cas actuel et optimisé avec le taux de reflux.	80
Tableau IV.11 : Variation des spécifications du GPL et condensat dans le cas actuel et optimisé avec le taux de reflux.	80
Tableau IV.12 : Variation du taux de reflux actuel et optimisé.	80
Tableau IV.13 : Variation de l'énergie du rebouilleur avec le taux de reflux	80
Tableau IV.14 : Influence du débit d'alimentation de la colonne sur le rendement du GPL et condensât.	82
Tableau IV.15 : Influence du débit d'alimentation de la colonne sur les spécifications du GPL et condensât.	83

Liste des figures

Figure I.1 : Production mondiale du GN	8
Figure I.2: Production mondiale du GN	9
Figure I.3 : Demande nationale en GPL	18
Figure I.4 : Sphère de stockage du GPL	21
Figure II.1 : Plan de l'exploitation rationnelle du champ Hassi R'mel	27
Figure II.2 : Situation géographique des champs Oued Noumer et Hassi R'mel.....	28
Figure II.3 : Réseau de collecte des gisements à Oued Noumer avec 2,75 km de profondeur moyenne.....	29
Figure II.4 : Vue panoramique sur le centre de traitement ONR.....	30
Figure II.5 : Schéma synoptique de l'unité 20.....	31
Figure II.6 : Schéma synoptique de l'unité 30.....	33
Figure II.7 : Schéma synoptique de l'installation GPL	36
Figure II.8 : Unité de déshuilage ONR de capacité 500 m ³ /j	39
Figure III.1 : Plateau à calottes	47
Figure III.2 : Calotte cylindrique	48
Figure III.3 : Différents types de clapets	49
Figure III.4 : Les différents types de plateaux	49
Figure III.5 : Schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification	51
Figure III.6 : Schéma d'une installation de rectification	56
Figure IV.1 : Interface performance	71
Figure IV.2 : Interface HYSYS condition	72
Figure IV.3 : Interface HYSYS feuille de travail	72
Figure IV.4 : Structure général de HYSYS	74
Figure IV.5 : Interface HYSYS schéma de procédés	74
Figure IV.6 : Comparaison entre le cas actuel et simulé de la tête débutaniseur	76
Figure IV.7 : Comparaison entre le cas actuel et simulé du fond débutaniseur	77

Figure IV.8 : Variation de la production GPL en fonction du taux de reflux.....79

Figure IV.9 : Profil des débits liquide et vapeur le long du débutaniseur pour le cas actuel. ..81

Figure IV.10 : Profil des débits liquide et vapeur le long du débutaniseur pour le cas optimisé.
.....81

Liste des abréviations

- ONR : Centre de traitement d'Oued Noumer.
- HRM : Centre de traitement de Hassi R'mel.
- Sonatrach : Société Nationale pour la Recherche, la Production, la Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures.
- MM/J : Million de mètre cube par jour.
- GPL : Gaz pétrole liquéfiés.
- GN : Gaz naturel.
- GNL : Gaz naturel liquéfié.
- PCS : Pouvoir calorifique supérieur.
- PCI : Pouvoir calorifique inférieur.
- HC : Teneur d'hydrocarbure dans l'eau.
- MES : Teneur matière en suspension dans l'eau.
- MT : Million de tonne.
- Gm³ : Giga mètre cube.
- API : American petroleum institute.
- PPM : Partie par million (1partie pour million 10⁻⁶).
- Sm³ : Standard mètre cube.
- HP : Haut pression.
- MP : Moyenne pression.
- BP : Masse pression.
- L' : Le débit molaire de la charge [kmol/h].
- D' : Le débit molaire de distillat [kmol/h].
- R' : Le débit molaire de résidu [kmol/h].
- X'_L : Concentrations molaires dans la charge.
- Y'_D : Concentrations molaires dans le distillat.
- X'_B : Concentrations molaires dans le résidu.
- T/j : Tonne par jour.
- OTS : Simulateur de procédés off line.

Table de matières

Dédicaces.....	i
Remerciement	ii
Liste des tableaux.....	iv
Liste des figures.....	v
Table de matières	viii
Introduction générale	1
Chapitre I : Généralités sur le Gaz Naturel, GPL et condensât.....	3
I.1. Introduction	4
I.2. Généralité sur le gaz naturel	5
<i>I.2.1. Les différents types de gaz.....</i>	<i>5</i>
<i>I.2.2. Le gaz naturel dans le monde.....</i>	<i>7</i>
<i>I.2.3. Gaz naturel en Algérie.....</i>	<i>7</i>
<i>I.2.4. La production mondiale de gaz Naturel.....</i>	<i>8</i>
<i>I.2.5. Consommation mondiale de gaz.....</i>	<i>8</i>
<i>I.2.6. Caractéristiques du gaz naturel.....</i>	<i>9</i>
<i>I.2.7. Composition chimique</i>	<i>10</i>
<i>I.2.8. Techniques de traitement de gaz</i>	<i>10</i>
<i>I.2.9. Utilisation du gaz naturel.....</i>	<i>12</i>
<i>I.2.10. Avantages et inconvénients du gaz naturel</i>	<i>13</i>
<i>I.2.11. Techniques de réinjections de gaz.....</i>	<i>13</i>
I.3. Généralités sur le GPL.....	14
<i>I.3.1. Définition du GPL</i>	<i>14</i>
<i>I.3.2. Composition chimique du GPL</i>	<i>14</i>
<i>I.3.3. Production mondiale de GPL.....</i>	<i>15</i>
<i>I.3.4. Production nationale des GPL.....</i>	<i>15</i>
<i>I.3.5. Exportation de GPL.....</i>	<i>16</i>
<i>I.3.6. Les caractéristiques du GPL commercial</i>	<i>16</i>
<i>I.3.7. Avantages et inconvénients techniques du GPL.....</i>	<i>17</i>
<i>I.3.8. La demande nationale en GPL.....</i>	<i>17</i>
<i>I.3.9. Utilisation de GPL.....</i>	<i>18</i>

I.3.10. Caractéristiques générales des GPL.....	19
I.3.11. Stockage du GPL.....	20
I.4. Généralités sur le Condensât.....	21
I.4.1. Définition du Condensât.....	21
I.4.2. Caractéristiques du Condensât	21
I.4.3. Domaines d'utilisation du Condensât	22
I.5. Conclusion.....	22
Chapitre II : Présentation du centre de production ONR	24
II.1. Aperçu sur le champ Oued Noumer	25
II.1.1. SONATRACH	25
II.1.2. Région Hassi R'mel.....	26
II.1.3. Direction Oued Noumer.....	27
II.2. Description technologique.....	30
II.2.1. Unité de séparation (unité 20).....	30
II.2.2. Unité de compression (unité 30)	32
II.2.3. Installation GPL.....	34
II.2.4. Unité de déshuilage.....	39
II.3. Conclusion	41
Chapitre III : Théorie sur la rectification	42
III.1. Introduction.....	43
III.2. Lois fondamentales de transfert de matière	44
III.2.1. Loi de DALTON.....	44
III.2.2. Loi de RAOULT et d'HENRY	44
III.3. Description et fonctionnement d'une colonne de rectification.....	45
III.4. Types de colonnes de rectification	46
III.4.1. Colonnes à plateaux.....	46
III.4.1.1. Quelque Modèle de Plateau.....	47
III.4.2. Colonnes à garnissage.....	50
III.5. Bilan matière de la colonne	50
III.6. Bilan de matière partiel de la colonne.....	51
III.6.1. Bilan matière de la zone de rectification	51

III.6.2. Bilan matière de la zone d'épuisement	51
III.7. Choix de la pression dans la colonne	52
III.7.1. Pression au sommet de la colonne	53
III.7.2. Pression au fond de la colonne	53
III.7.3. Pression dans la zone d'alimentation	53
III.8. Régime de température de la colonne de rectification.....	53
III.9. Taux de vaporisation et les compositions des phases liquide et vapeur de la charge	54
III.10. Fonctionnement à reflux.....	54
III.11. Taux de reflux optimal.....	55
III.12. Bilan thermique de la colonne.....	55
Chapitre IV Optimisations des paramètres de fonctionnement du débutaniseur	57
IV.1. Problématique.....	67
IV.2. Méthodologie de travail	67
IV.3. Présentation du logiciel HYSYS.....	68
IV.3.1. Définition de la simulation.....	68
IV.3.2. Modes de fonctionnement des simulateurs	69
IV.3.3. Concept et caractéristiques du simulateur HYSYS	70
IV.3.4. Le choix du modèle thermodynamique.....	73
IV.3.5. Structure général du HYSYS	74
IV.4. Optimisation des paramètres de fonctionnement du cas actuel avec cas simulé	74
IV.4.1. vérification du cas actuel à travers l'outil de simulation HYSYS.....	75
IV.4.2. Résultats	75
IV.4.3. interprétation	77
IV.5. Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne par réduction du taux de reflux.....	77
IV.5.1. Optimisation des paramètres	77
IV.5.2. résultat et interprétation	78
IV.5.3. Choix de l'optimum	80
IV.5.4. Présentation et interprétation du profil de débit liquide et vapeur le long du débutaniseur au le cas actuel et optimisé.	81
IV.5.5. Conclusion	82

IV.6. Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne par augmentation progressive de la charge	82
<i>IV.6.1. Optimisation des paramètres</i>	<i>82</i>
<i>IV.6.2. Résultats et Interprétation :</i>	<i>82</i>
<i>IV.6.3. Conclusion</i>	<i>84</i>
Conclusion générale.....	85
Bibliographie	88
Annexe.....	91

Introduction

Générale

Introduction générale

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile, qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. Elle représente le quart de la consommation énergétique mondiale. En raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. Les propriétés de ce produit, comme par exemple le faible intervalle de combustion qui le caractérise, en font l'une des sources d'énergie les plus fiables connues à ce jour. Il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole [1].

Il est considéré comme le combustible fossile du siècle, comme le pétrole l'était lors du siècle précédent et le charbon il y a deux siècles [1].

En effet, depuis le début des années 1990 dans le cadre d'une politique de valorisation maximale de ses ressources gazières, la société nationale SONATRACH a lancé un ambitieux programme de développement, en vue d'augmenter la contribution des GPL dans les exportations globales d'hydrocarbures et d'accroître ainsi les recettes en devises du pays.

L'un des champs qui ont bénéficié de ce programme est le champ d'Oued Noumer, et cela a été concrétisé par la construction d'une nouvelle unité pour produire du GPL à partir des gaz associés au pétrole stocké dans ce champ, cette unité a été mise en service en 1997[1].

Dans le cadre du plan de développement à mettre en œuvre dans le secteur de Oued Noumer, suite à la découverte de nouveau gisement, qui à l'issue en change le profil de la richesse (en augmentation), nous avons opté dans ce modeste travail à valoriser le profil de production de GPL et de condensat à travers l'optimisation des paramètres de fonctionnement du débutaniseur 40-C-02.

Cette étude doit reprendre au nouveau profil de gaz sec, qui présente un pic de 14 MM/J en 2030 et sur la capacité de la colonne à assurer pour effectuer un traitement dans les normes et les spécifications bien déterminées.

Ce manuscrit entamé par une introduction générale exposant l'importance du thème est composé de quatre chapitres :

- Dans le premier chapitre, nous avons donné quelques informations indispensables sur le gaz naturel, les procédés de traitement de gaz naturel, les équipements de détente, les produits finis et leurs importances.
- Dans le deuxième chapitre, nous avons présenté la région d'Oued Noumer, le site d'étude.
- Le troisième chapitre est consacré à la théorie relative au procédé de distillation.
- Le quatrième chapitre se compose de deux parties :

- La première partie comporte la présentation du logiciel HYSYS avec ses caractéristiques et le choix du modèle thermodynamique.
- La deuxième partie représente les calculs et comporte
 - La comparaison par simulation du cas actuel et cas simulé pour valider le choix du modèle thermodynamique.
 - L'optimisation des paramètres de fonctionnement du cas actuel de la colonne par réduction successive du taux de reflux froid.
 - L'influence de l'augmentation progressive de la charge sur la capacité de la colonne et les spécifications du GPL et condensât.

Enfin, ce mémoire est clôturé par une conclusion générale décrivant les principaux résultats de ce travail de recherche.

Chapitre I :

Généralités sur le gaz

naturel, GPL et

condensât

I.1. Introduction

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements. Il a commencé à être utilisé aux Etats-

Unis, dans l'industrie d'abord, puis pour des usages domestiques en se substituant peu à peu au gaz manufacturé [2].

Son développement a ensuite été très rapide, grâce à l'abondance de ses réserves, à leur répartition sensiblement plus équilibrée que celle des réserves pétrolières et à son excellente qualité pour le consommateur finale [2].

Mais, le coût de son transport pèse de plus en plus lourd, jusqu'à ces dernières années.

Le transport du gaz sur des distances de plus en plus longues et dans des conditions de plus en plus sévères devient une nécessité impérative pour assurer son développement.

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. En effet, elle représente la cinquième place de la consommation énergétique mondiale [2].

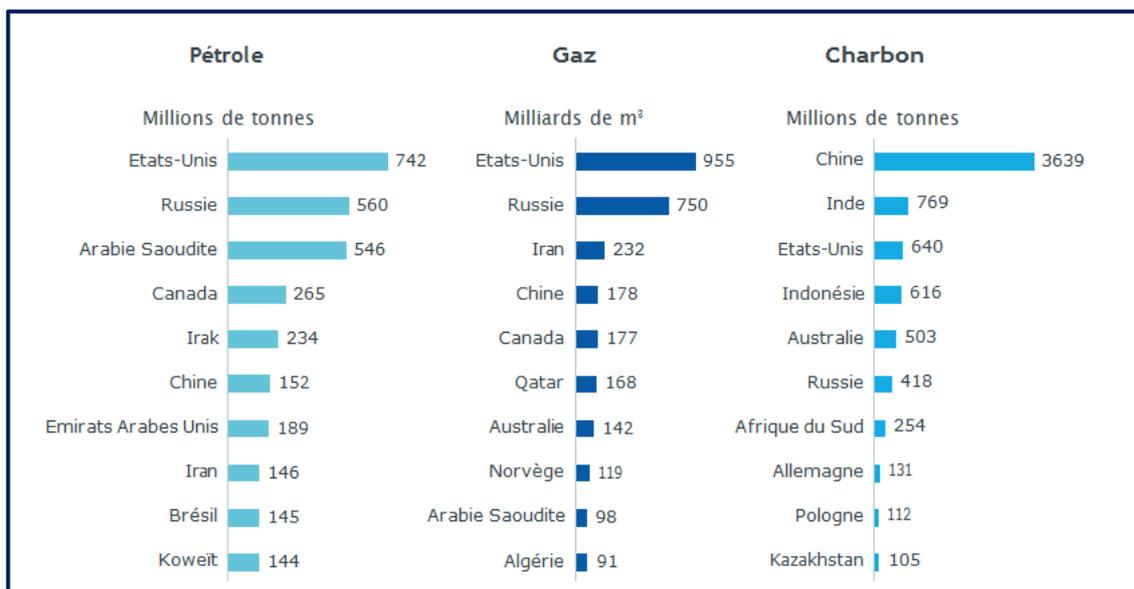
En raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. Les propriétés de ce produit, comme par exemple le faible intervalle de combustion le caractérisant, en font l'une des sources d'énergie les plus fiables connues à ce jour. Actuellement, il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole [2].

D'après le département américain de l'énergie, la part du gaz naturel dans la production énergétique mondiale était de 23% en 1999 et les perspectives de développement de la demande sont excellentes. Il est considéré comme le combustible fossile du siècle, comme le pétrole l'était lors du siècle précédent et le charbon il y a deux siècles [2].

Tableau I.1 : Réserves de combustibles fossiles par région dans le monde [3]

	Charbon (milliards de tonnes)		Gaz (trillions de mètres cube)		Pétrole (milliards de barils)	
Amérique du Nord	14%	238	7%	16	257	24%
Amérique d Sud et Centrale	17%	293	3%	8	14	1%
Europe	1%	15	2%	5	135	13%
Afrique	7%	126	8%	19	15	1%
Moyen Orient	49%	834	35%	81	1	0%
Eurasia	9%	146	34%	77	191	18%
Asie Pacifique	3%	151	10%	22	457	43%
Monde	100%	1702	100%	229	1070	100%

Tableau I.2 : Les principaux producteurs de pétrole, charbon et gaz dans le monde en 2019 en Mt et milliards de m3 [3]



I.2. Généralités sur le gaz naturel

I.2.1. Les différents types de gaz

On distingue quatre types :

- Gaz sec.
- Gaz humide.
- Gaz à condensât.
- Gaz associé.

a. Gaz sec

Un gaz sec ne forme pas une phase liquide dans les conditions de production c'est- à dire

que les points représentant les conditions dans les réservoirs et en surface se trouvent tous les deux en dehors du domaine biphasique [4].

Au cours de la production d'un tel gaz, il ne se forme jamais de phase liquide, ceci reste vrai lorsque la pression dans le réservoir décroît avec le temps. Pendant l'exploitation du gisement, cette situation implique un domaine biphasique relativement étroit [4].

b. Gaz humide

Un gaz est dit humide s'il y a production de phase liquide en surface sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement.

Dans le cas de gaz humide la température du réservoir est supérieure à la température de cri condensation (désigne le point de l'enveloppe du domaine courbe de bulle – courbe de rosé qui correspond à la température maximale d'un équilibre biphasique) et l'isotherme qui correspond à la température du réservoir ne traverse pas la zone biphasique et il n'apparaît pas de phase liquide dans le réservoir lorsque la pression baisse en cours de production. Par contre, il se forme une phase liquide en surface, le point de coordonnées (T_s , P_s) qui représente les conditions de surface étant situées dans le domaine liquide – vapeur [4].

Si les conditions en surface restent fixées au cours de l'exploitation du gisement, la fraction liquide produite en surface reste constante et la composition de l'effluent n'évolue pas au cours du temps, un tel gaz est normalement moins concentré en méthane qu'un gaz sec [4].

c. Gaz à condensât

Dans le cas d'un gaz à condensât, une phase liquide peut se former dans le réservoir par condensation rétrograde, la température T_g du réservoir est comprise entre la température critique (point de croisement entre la courbe de bulle et la courbe de rosée) et la température cricodentherme.

Tandis que le point représentant les conditions dans le réservoir se trouve à l'intérieur ou au-dessus de la zone de condensation rétrograde. Lors de la production, La décompression du gaz à la température conduit à la formation, par condensation rétrograde, d'une phase liquide qui se dépose dans la roche réservoir.

Dans la majorité des cas la pression de rosée rétrograde et la mise en production mène

Très vite à une condensation d'hydrocarbures. La phase condensée s'enrichit en constituants lourds [4].

d. Gaz associé

Le gaz associé coexiste dans la roche réservoir avec un gisement de pétrole. Il peut être sous forme de gaz dissous dans l'huile ou forme de gaz de couverture (gaz cap) situé au-dessus de réserve de pétrole (huile)

En examinant le diagramme de phase du système formé par l'huile et le gaz associé présent dans le réservoir, le point qui représente les conditions du réservoir se trouve alors dans le domaine biphasique. Le mélange se compose en effet d'une phase liquide (huile) et d'une phase gazeuse.

Lorsque l'huile est produite. La pression diminue et une partie du gaz dissous est libérée. Cette traction gazeuse est habituellement séparée en surface, le gaz qui reste dissous dans les conditions de séparation est ensuite libéré par détentes successives, la dernière détente étant réalisée à une pression voisine de la pression atmosphérique.

La quantité de gaz dissoute ainsi libérée, soit aux conditions du séparateur de tête, soit aux conditions standards est caractérisée par le GOR (gas-oil Ratio) défini comme le rapport des volumes respectifs de gaz libéré et d'huile résiduelle [4].

I.1.2. Le gaz naturel dans le monde

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane (CH_4). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

Pendant longtemps le gaz naturel a été considéré comme un parent pauvre de l'exploitation du pétrole, et l'on voyait sur les champs pétroliers mondiaux, des centaines de torchères brûlantes à l'air libre la plus grande partie du gaz naturel produite en même temps que le pétrole.

La plus part des pays ont rapidement réagi contre un tel gaspillage d'énergie en interdisant de brûler ainsi le gaz à l'air libre et en imposant soit une réinjection de ce gaz dans ces formations pétrolières souterraines, soit l'utiliser directement comme source d'énergie.

Au cours de ces deux dernières années la consommation du gaz naturel a connu un accroissement particulièrement rapide ; les besoins mondiaux annuels en énergie devraient

Passer de 180 millions de tonnes équivalents pétrole par jour (mtep/j) en 1995 à 317 mtep/j en 2020 ; ce qui représente une augmentation de 75% avec 3.3 % de croissance annuelle; le gaz naturel aura la plus grande part et pourrait être la première source d'énergie en 2050 [5].

I.1.3. Gaz naturel en Algérie

Les réserves algériennes prouvées en gaz sont de l'ordre de 4,550 milliards de m^3 , l'Algérie est l'un des pays pilotes exportateur de gaz naturel et de GNL dans le monde Le domaine minier algérien est particulièrement riche en gaz naturel. Les réserves gazières algériennes représentent près de 3% du total des réserves mondiales.

Près de 66% du gaz actuellement commercialisé par SONATRACH proviennent du

gisement gazier géant de Hassi R'mel.

I.1.4. La production mondiale de gaz Naturel

La production mondiale de gaz naturel s'est élevée à 3 890 milliards de m³ (Gm³) en 2020 selon Cedigaz, soit 115 Gm³ de moins qu'en 2019 (- 2,9%). Cette production a décliné dans les différentes zones géographiques, à l'exception du Moyen-Orient.

Les deux principaux producteurs mondiaux de gaz naturel – États-Unis et Russie – ont vu leur offre baisser respectivement de 13% et 36% en 2020 par rapport à 2019. Des hausses de production ont toutefois également été observées dans le même temps dans quelques pays, Chine en tête (+ 16 Gm³) [6].

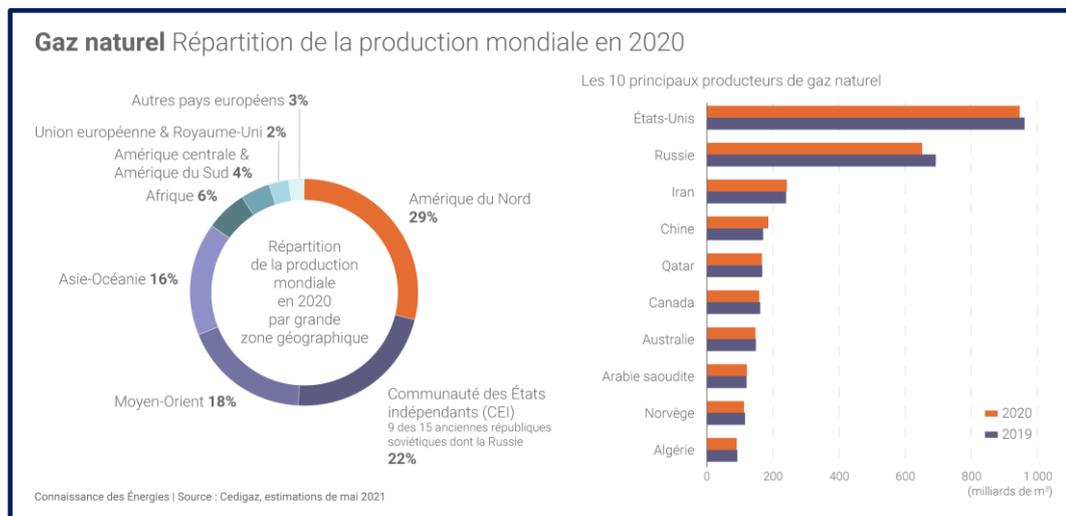


Figure I.1 : Production mondiale du GN [6]

I.1.5. Consommation mondiale de gaz

En 2020, la consommation mondiale de gaz naturel a été inférieure de 72 Gm³ au niveau de 2019 (- 1,8%), ce qui constitue la plus importante baisse annuelle jamais connue par la filière en volume, souligne Cedigaz.

La part du gaz naturel dans le mix énergétique mondial a toutefois continué d'augmenter en 2020, puisque les autres énergies fossiles ont davantage souffert de la pandémie (les consommations de pétrole et de charbon ont respectivement chuté de 9% et 4% au niveau mondial en 2020) : « la faiblesse des prix du gaz liée à l'excédent de GNL au 1er semestre et les politiques énergétiques et environnementales ont favorisé la substitution du fioul et du charbon par le gaz dans de nombreux marchés » (en particulier dans le secteur électrique aux États-Unis), souligne Cedigaz.

Si les marchés régionaux dits « matures » (Amérique du Nord, Europe, CEI) ont connu des baisses plus marquées de leur consommation de gaz naturel, la Chine a quant à elle augmenté

de 7,6% sa consommation gazière en 2020.

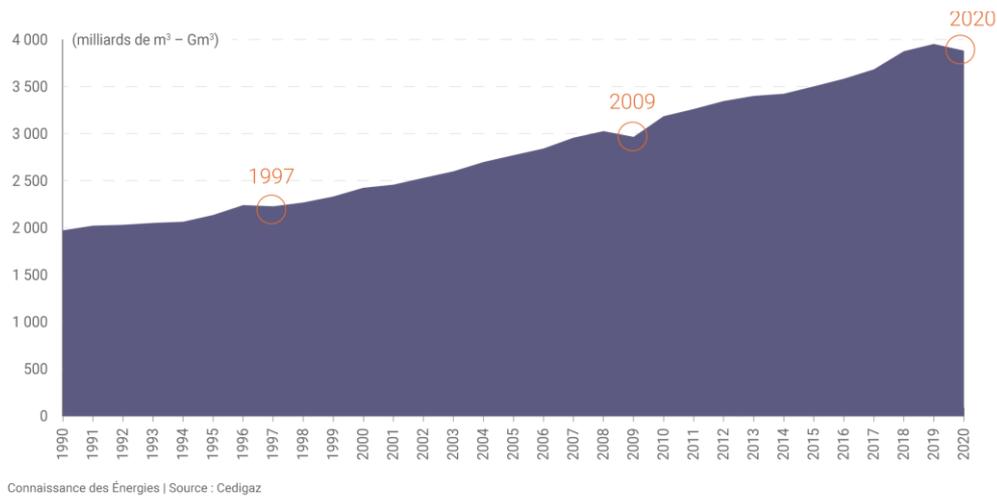


Figure I.2: Production mondiale du GN [6]

I.1.6. Caractéristiques du gaz naturel

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 :

➤ Densité

On a coutume de définir la densité d'un gaz par le rapport à sa masse volumique (kg/m^3) dans les conditions de référence choisies, à celle de l'air dans les mêmes conditions (1.225 kg/m^3).

- Conditions normales : Température : 0°C ; Pression : $1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$.
- Conditions standards : Température : 15°C ; Pression : $1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$.

La densité des gaz naturels couramment mesurée sur les champs par des valences qui comptent à la même température.

La densité du gaz peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$D_{\text{gaz}} = \text{MM gaz} / \text{MM air}$$

➤ Pouvoir calorifique

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

1)- Pouvoir calorifique supérieur PCS

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

2)- Pouvoir calorifique inférieur PCI

Il correspond à la réaction de combustion, dans laquelle l'eau formée reste à l'état vapeur. Le PCS diffère du PCI d'une quantité qui est la chaleur latente de vaporisation de l'eau.

➤ Estimation du pouvoir calorifique

Connaissant la composition du gaz naturel, son pouvoir calorifique peut être estimé par pondération linéaire à partir du pouvoir calorifique de chacun des constituants, en assimilant le mélange gazeux de départ et les produits de la réaction à des mélanges de gaz parfaits :

$$PC = \sum PC_i X_i$$

PC_i : Pouvoir calorifique du constituant « i » (kJ/m^3 ou kJ/mol). X_i : La fraction molaire du constituant « i » [7].

I.1.7. Composition chimique

L'importance relative d'un mélange par l'intermédiaire de la fraction volumique ou moléculaire d'un gaz est utilisée pour les études de vaporisation.

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 l'exploitation (extraction des produits liquides) [7].

I.1.8. Techniques de traitement de gaz

a. Généralités sur le traitement

Le traitement de gaz naturel consiste à séparer totalement ou partiellement les constituants présents à la sortie du puits, tel que l'eau, les gaz et les hydrocarbures lourds. Ce traitement a pour but d'amener le gaz à des spécifications commerciales ou de transports 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.

b. Les procédés de traitement du gaz naturel

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

- La première étape permet de réaliser la séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent des puits, fractions liquides d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensât) et l'eau libre.

- La seconde étape de traitements dépend du mode de transport.

Le gaz naturel et ses fractions peuvent être transportés sous diverses formes :

- Gaz naturel comprimé.
- Gaz naturel liquéfié.
- Gaz pétrolier liquéfié.
- Produits chimiques dérivés (méthanol, ammoniac).

Chacune de ces filières apparaît comme une succession d'étapes et constitue une chaîne de traitement de gaz.

Certains composants du gaz naturel doivent être extraits soit pour des raisons imposées par les étapes de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou réglementaires, il est nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- ✓ H₂S : toxique et corrosif.
- ✓ CO₂ : corrosif à de valeur thermique nulle.
- ✓ Hg : corrosif dans certains cas.
- ✓ H₂O : conduisant à la formation des hydrates.
- ✓ Les hydrocarbures lourds : condensant dans les réseaux de transport.
- ✓ N₂ : à de valeur thermique nulle.

c. Les techniques de traitement de gaz

Les procédés les plus utilisés sont : le procédé HUDSON et le procédé PRITCHARD

1) Procédé PRITCHARD

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant, pour atteindre en fin de cycle des températures voisines de (-23°C).

2) Procédé HUDSON

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et complété par une détente à travers un TURBO-EXPANDER, qui permet d'atteindre un niveau de température inférieur à -43°C.

Le procédé HUDSON est très performant, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

Le gaz en provenance de la source productrice est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement.

3) Procédés mixtes

Ils sont les plus performants car ils utilisent le Turbo-Expander, la vanne Joule Thomson et la Boucle de propane, où l'on atteint les (- 66°C).

Les procédés mixtes sont plus performants du fait qu'ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides. Le gaz en provenance des puits producteurs est un Mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement.

Et son principe de fonctionnement s'articule autour des quatre étapes :

– **Elimination de l'eau**

L'eau libre contenue dans la charge est éliminée par décantation dans les premiers ballons.

– **Extraction des hydrocarbures liquides**

Elle se fait par un abaissement progressif de température du gaz de charge, obtenant avec un gaz très sec répondant aux spécifications commerciales.

– **Compression du gaz**

Le gaz doit être comprimé pour avoir la pression de ligne d'alimentation des puits réinjecteurs et d'assurer une pression suffisante pour l'alimentation de l'usine de GPL.

– **Stabilisation et fractionnement**

Le rôle de cette section est le traitement des hydrocarbures liquides extraits de l'effluent.

La stabilisation permet d'éliminer tous les gaz légers tel que le méthane et l'éthane entraînés par les hydrocarbures liquides lors des différentes séparations dans les ballons. Le fractionnement consiste à séparer les hydrocarbures liquides stabilisés en condensât et GPL [8].

I.1.9. Utilisation du gaz naturel

Le gaz naturel est une source d'énergie polyvalente qui peut être employée dans des domaines très variés, tel que :

❖ **Le secteur industriel**

A la fois comme combustible et comme matière première, le gaz naturel est utilisé dans l'industrie chimique, notamment pour la pétrochimie et le raffinage, son utilisation dans les pays industrialisés est de 25%, à titre d'exemple : la synthèse d'ammoniac à partir du gaz naturel permet de fabriquer des engrais pour l'agriculture. La synthèse du méthanol à partir du gaz naturel est utilisée en chimie de spécialités et comme base d'additif des essences.

❖ **La production d'électricité**

Depuis une dizaine d'années, le secteur électrique est devenu le moteur principal de l'augmentation de l'utilisation du gaz naturel dans le monde ainsi le gaz naturel offre un bilan environnemental très favorable dans la production d'électricité.

❖ Le secteur domestique

Le gaz naturel est traditionnellement utilisé comme combustible dans la réduction de chaleur pour la cuisson ou le chauffage. 30 % au niveau mondial est destinée au secteur résidentiel, en particulier à la production d'eau chaude et au chauffage des particuliers.

❖ Le secteur d'automobile

L'utilisation du gaz naturel est particulièrement intéressante car elle ne nécessite pas de transformation majeure du moteur. Les moteurs au gaz naturel offrent par ailleurs un bon rendement énergétique combiné à un potentiel important de réduction d'émissions de CO₂ [9].

I.1.10. Avantages et inconvénients du gaz naturel

Le gaz naturel comme toute source d'énergie possède des avantages et des inconvénients, parmi ces avantages le gaz naturel est une source d'énergie relativement propre et bon marché.

Le gaz naturel possède un pouvoir calorifique raisonnable (PCS=10 kWh/Nm³) et permet d'engendrer de nombreux produits de base pour l'industrie chimique et pétrochimique, comme l'hydrogène, le méthanol et l'ammoniac.

Quant aux inconvénients du gaz naturel hormis le fait que ses réserves sont limitées et son stockage est très délicat, le prix du gaz naturel est indexé sur celui du pétrole [10].

I.1.11. Techniques de réinjections de gaz

a. Objectif de la réinjections

La récupération des hydrocarbures liquides. Elle est limitée par suite de la condensation au niveau des réservoirs et permet de :

- Réduire cette condensation par le maintien de pression ;
- Maximiser l'extraction des hydrocarbures liquides en balayant les gaz humides ;
- Produire un potentiel optimal en condensât et GPL sans avoir recours au torchage des gaz excédentaires, d'où une meilleure flexibilité d'exploitation des unités de traitement de gaz [9].

b. Principe de réinjections

Pour pouvoir réinjecter le gaz sec dans le gisement, il faut le porter à une pression suffisante qui puisse vaincre la pression naturelle de gisement. Ceci revient à fournir une certaine anergie au gaz à réinjecter en le comprimant à 350 bars. Ce transfert d'énergie est réalisé par des compresseurs centrifuges tournants à une vitesse de 10000 tr/mn, et entraînés par des turbines à gaz d'une puissance unitaire de 33500 CV.

Cette compression est réalisée en deux étapes :

- ❖ Compression du gaz sec à 150 bars, par des compresseurs à basses pressions

avec refroidissement à travers des aérorefrigérants et séparation dans des ballons pour éventuelle récupération des liquides.

- ❖ Compression du gaz à 350 bars par des compresseurs de hautes pressions avec refroidissement final à travers des aérorefrigérants avant son acheminement vers les puits injecteurs [9].

I.3. Généralités sur le GPL

I.3.1. Définition du GPL

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. Plus de 60% des volumes de propane et de butane produits dans le monde proviennent de champs de gaz, le reste étant issu du raffinage du pétrole brut. L'usage des GPL est aujourd'hui largement répandu en raison de leur facilité de stockage et de transport. Leur distribution a débuté dans des bouteilles dès les années 1930 et s'est étendue avec le développement du stockage en citernes (ou « vrac ») dans les années 1960. Les GPL sont aujourd'hui largement exploités par les industriels mais aussi par les particuliers dans leurs activités itinérantes. Mélangés, les GPL peuvent également être utilisés comme carburant pour véhicules (GPL-c). Notons que les GPL ne doivent pas être confondus avec le GNL (Gaz Naturel Liquéfié) dont la température de liquéfaction est beaucoup plus basse [11].

I.3.2. Composition chimique du GPL

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.

Le propane et le butane sont naturellement gazeux à pression atmosphérique (1 bar) et à (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, 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (à 15 °C sous 1 bar de pression) et 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz (15 °C sous 1 bar de pression).

Le propane et le butane se différencient l'un de l'autre par la température et la pression

auxquelles ils passent de l'état gazeux à l'état liquide. A pression atmosphérique (1 bar), le propane devient liquide en dessous de -42°C tandis que le butane passe à cet état dès que la température descend en dessous de 0°C .

A titre de comparaison, le méthane (CH_4), principal composant du gaz naturel, se liquéfie sous haute pression (47 bar à -82°C) ou à très basse température (1 bar à -161°C).

Notons que 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 [11].

I.3.3. Production mondiale de GPL

Le GPL est récupéré à partir des deux sources essentielles :

- La récupération du propane et du butane sur les champs de pétrole.
- La récupération du propane et du butane sur les champs du gaz naturel.

Cette dernière représente 60% des ressources.

Aux Etats-Unis où une longue tradition d'utilisation existe, la production et la consommation sont équilibrées.

Au Moyen-Orient, la production de GPL s'est considérablement développée à la fin des années 70 lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et du butane. Auparavant, ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. Le Moyen-Orient est actuellement la principale source d'exportation des GPL dans le monde.

En Afrique du nord et tout particulièrement en Algérie, le GPL est surtout récupéré à partir du gaz naturel dans les unités de traitement de gaz humide. La production des raffineries assure le complément. Le propane et le butane sont récupérés au niveau de la distillation atmosphérique du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans la plupart des unités de transformation et de conversion.

Le propane et le butane commerciaux ne sont pas des produits purs mais des mélanges. Une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges. La production mondiale du GPL croît à un rythme de 5% par an.

I.3.4. Production nationale des GPL

L'Algérie pays pétrolier et gazier, possède une industrie de GPL très importante, sa production a suivi une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés pour cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

Jusqu'à 1984, l'Algérie importait du butane en période de pointe. Depuis cette date et suite, à la mise en service du complexe GP-1Z la production nationale est largement excédentaire par rapport à la demande du marché national.

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne du GPL a connu des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime. Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début

Des années 90 fait bénéficier aujourd'hui l'Algérie de disponibilités importantes en GPL [12].

I.3.5. Exportation de GPL

Les marchés méditerranéens et américains (USA) restent les principaux marchés et représentent près de 75% de nos exportations en GPL.

I.3.6. Les caractéristiques du GPL commercial

Les produits du commerce sont très différents les uns des autres. En outre, leur tension de vapeur, leur poids spécifique et leurs propriétés antidétonantes sont très sensibles aux variations de la température ambiante.

Le pouvoir calorifique du GPL est pratiquement égal à celui de l'essence, si on l'exprime en kilocalories par kilogramme de carburant. Mais, ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C. Cette différence provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence. En moyenne, la densité à 15°C d'un G.P.L est de 0.555 Kg/ litre

Tableau I.3 : Caractéristiques du GPL commercial [7]

Caractéristiques	Propane	Butane
	Caractéristique	Caractéristique
Tension de vapeur relative en bars à 50°C (NF M41-007)	11.5 à 19.3	6.9 max.
Teneur en soufre (ppm)	Non décelable à l'essai	Absence d'eau séparable par décantation
Composés sulfurés	15 max.	-----
Evaporation (NF M41-012)	-----	Absence de réaction à l'essai au plombière de sodium

Corrosion à la lame de Cu 1 heure à 37.8°C (NF M41-014)	95 min à 15°C	95 min à 1 °c
Masse volumique à 15°C kg /l	< = 0.520	> = 0.559
calorifique Pouvoir inférieur(KWh/Kg)	12.78	12.66
calorifique Pouvoir supérieur(KWh/Kg)	13.80	-----

I.3.7. Avantages et inconvénients techniques du GPL

L'homogénéité du mélange air-GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques. La combustion du GPL ne laisse aucuns dépôts (calamine) et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue.

La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15à 20% par rapport aux carburants traditionnels.

Pollution évitée :

- Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, de plomb et de soufre.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes.

Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois, les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré [7].

I.3.8. La demande nationale en GPL

Le niveau de la demande nationale en GPL est de l'ordre de 1.4 millions de tonnes (sources NAFTAL) dont 90% de butane, 5% de propane et 5% de G.P.L carburant (G.P.L/c).

Elle est répartie comme suit :

336.000 tonnes dans la région Ouest (24%) ,516.000 tonnes dans la région Est (37%) et enfin 401.000 tonnes dans la région Centre (29%).

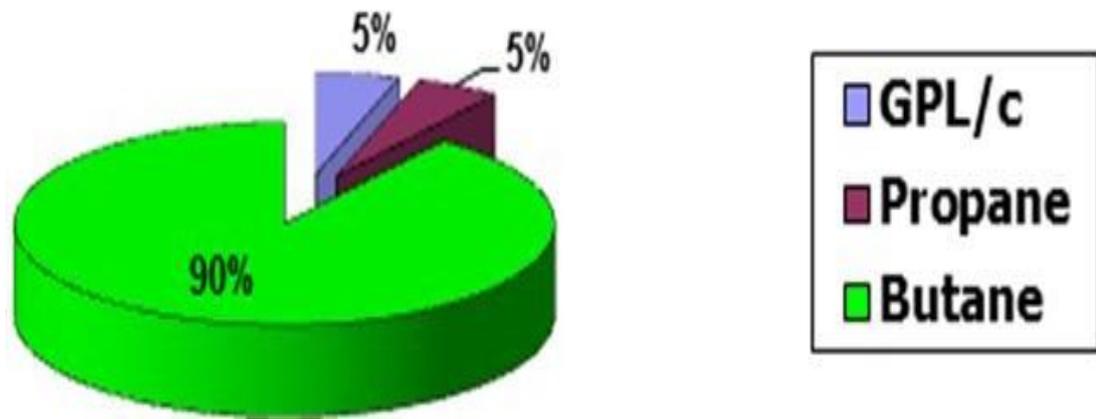


Figure I.3 : Demande nationale en GPL [1]

I.3.9. Utilisation de GPL

Nos ressources en hydrocarbures sont essentiellement composées d'hydrocarbures gazeux : le gaz naturel et le GPL.

Compte tenu des profils de production prévisionnels, les GPL constituent la ressource la moins entamée. S'agissant du marché national, de grandes possibilités d'utilisation des GPL existent pour tous les usages énergétiques. Cependant, hormis le butane qui a connu une très forte pénétration dans le secteur résiduel, le propane a été très faiblement utilisé dans les autres secteurs potentiels : transports, industrie, agriculture.

a. Source de chauffage

Les appareils domestiques utilisés actuellement sont conçus pour s'adapter à l'utilisation de GPL. Une plus grande flexibilité, les aspirations de la clientèle et la recherche du rapport prix /qualité sont les facteurs principaux de l'évolution de ces appareils.

b. GPL dans la climatisation

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

18% des GPL sont consommés comme charge pétrochimique (production de l'éthylène qui est un produit phare de la pétrochimie). La demande globale pétrochimique de GPL enregistre un taux de croissance de 10%.

L'utilisation du butane est liée essentiellement à la fabrication du MTBE utilisé comme booster des essences en substitution au PTE.

c. GPL pour la production d'électricité

Les rythmes attendus de la croissance de la demande mondiale en électricité dépasseraient largement ceux des autres formes d'énergies finales. Elle atteindra 21,2% en l'an 2010.

Les GPL pour la production d'électricité s'avère être une solution privilégiée par rapport aux autres combustibles (Charbon, Fuel...), et ce tant du point de vue économique qu'écologique.

d. GPL carburant

La pollution de l'air et climat, le bilan écologique comparé des différents carburants attribue les meilleures notes, et de loin au GPL, et au gaz naturel.

Si on les généralisait, on soulagerait bien plus l'environnement qu'en améliorant la qualité de l'essence et de diesel. Les autres carburants examinés n'apportent guère des avantages comparés à ces derniers.

Parfois même ils sont moins favorables, tel est le résultat d'une étude réalisée à la demande de l'OFEFP (Office Fédéral de l'Environnement des Forêts et du Paysages) intitulée éco profils des carburants [13].

I.3.10. Caractéristiques générales des GPL

a. Odeur

Le GPL est inodore à l'état naturel, pour des raisons de sécurité on ajoute dans des limites précises à des fins de commercialisation des odorants, ces additifs sont des composés sulfurés tels que le Diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide.

b. Tension de vapeur

La TVR de GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20°C.

c. Dilatation

A l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de son stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).

d. Densité

Aux conditions normales de température et de pression, le GPL est plus lourd que l'air, elle diminue avec l'augmentation de la température et à titre exemple : à 38°C la densité est de 0,534. La densité est très importante dans le GPL commercial.

De petites quantités de GPL dans l'eau peuvent former un mélange, pour cela il n'est pas toléré de négliger la moindre consigne de sécurité dans l'industrie du gaz.

e. Température d'ébullition

A la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de -42°C, et celle de butane est de 0°C.

f. Pouvoir calorifique

C'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé

pour les besoins domestiques.

g. Impuretés

Le plus important est le Soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005% en masse, ainsi que l'eau qui est extraite durant le traitement.

Le GPL est non corrosif à l'acier

h. Le GPL est non corrosif à l'acier

Le GPL est non corrosif à l'acier mais l'est généralement à l'aluminium au cuivre et ces alliages.

i. Le GPL n'a aucune propriété de lubrification

Le GPL n'a aucune propriété de lubrification, ce qui doit être pris en considération lors de la conception des équipements pour GPL (pompes et compresseurs).

j. Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou gazeuse [12].

I.3.11. Stockage du GPL

Il est indispensable de penser, d'ores et déjà, à la valorisation des excédents de G.P.L. pour ne pas avoir à les torcher ; il faut prévoir des moyens efficaces pour le stockage.

Les G.P.L. sont stockés sous pression dans des réservoirs sphériques, lors de leur stockage, des vapeurs de G.P.L. (ou Boil off) se dégagent par ébullition sous l'effet de :

La convection et la radiation de la chaleur atmosphérique.

L'échauffement dû à la friction des G.P.L. produits dans les canalisations

La différence de température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir.

Pour éviter les pertes de ces vapeurs ; Les paramètres de stockage doivent être maintenus dans une plage bien déterminée, pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs est utilisé.

Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et enfin détendues à 5 bars et 15°C, ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.

Il est à noter que certaines unités utilisent des techniques de stockage à savoir Stockage dans des sphères (Figure I.4) à des pressions variables entre 12.5 et 14.5 Bars. Stockage comme fuel gaz dans des cigares.

Une extension de la capacité de stockage en surface pour recevoir de grandes quantités de G.P.L, excédentaires est à écarter à cause de ses coûts élevés et l'incertitude des quantités de G.P.L. à stocker, quant aux techniques de stockage souterrain en usage actuellement dans le monde, elles peuvent apparaître difficiles à envisager à cause des investissements élevés

qu'elles requièrent.

Certains experts de SONATRACH proposent un procédé de stockage qui consiste à réinjecter le G.P.L. sous forme liquide au sein même du gisement du gaz où il est produit à l'aide d'un ou plusieurs puits injecteurs de G.P.L. liquide et possibilité de stocker de grands volumes de G.P.L. avec un investissement minime en plus de la possibilité de déstocker à n'importe quel moment [14].

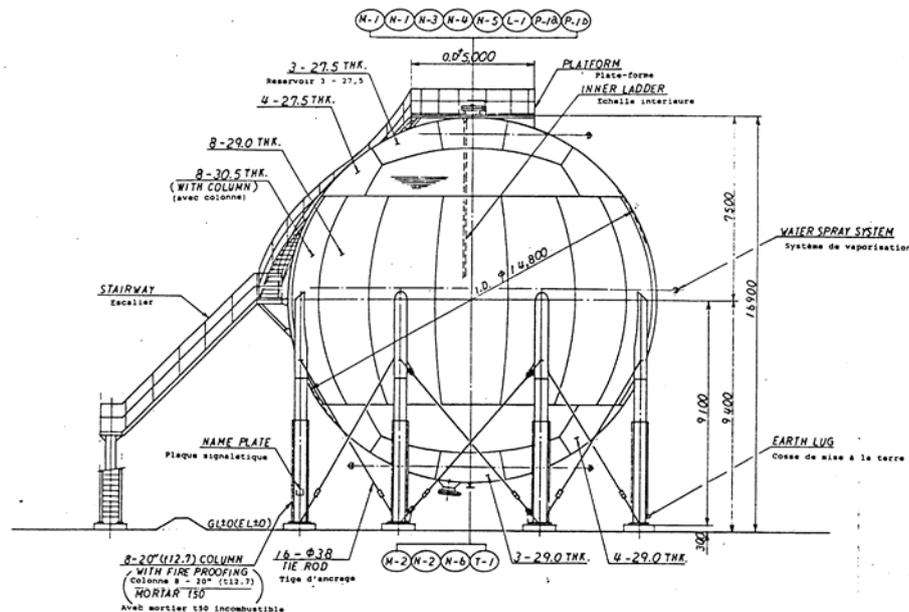


Figure I.4 : Sphère de stockage du GPL [1].

I.4. Généralités sur le Condensât

I.4.1. Définition du Condensât

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffinés, de (iC_5H_{12}) jusqu'au ($C_{12}H_{26}$) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

I.4.2. Caractéristiques du Condensât

Les principales caractéristiques du condensât sont :

- ✚ **Aspect** : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence
- ✚ **Poids spécifique** : Poids spécifique du condensât est d'environ 80 API
- ✚ **Point d'éclair** : Son point d'éclair est inférieure à $-40^{\circ}C$;
- ✚ **Limites d'inflammabilités** : Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1,4 et 7,6% (dans l'air) ;
- ✚ **Densité de vapeur** : Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de 3 à 4 plus grande que celle de l'air [15].

- ✚ **Explosivité et d'inflammabilités** : Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro-conducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation, ...etc. On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répendant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air [7].
- ✚ **Toxicité physiologique** : Les vapeurs du condensât sont toxique. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement). La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher. Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de 0,025% à 0,05% volumique dans l'air, elle ne peut pas causer des symptômes heures d'inhalation [15].
- ✚ **Précautions hygiéniques** : Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm.

I.4.3. Domaines d'utilisation du Condensât

La particularité du condensât résidu 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.

a. Utilisation du Condensât 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.

b. Utilisation du Condensât 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 les 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 « isomérisation », en transformant les normales paraffines en iso-paraffine qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique [15].

I.5. Conclusion

L'industrie des GPL et par l'intermédiaire des organisations tels que le forum mondiale du

GPL a pour mission de promouvoir ces combustibles gazeux. Le gaz naturel et GPL peuvent servir ces objectifs et ont leur place dans la résolution des problèmes actuels en matière de l'environnement car il y a une diminution importante de la pollution, donc ils permettent de réduire la dépendance vis à vis des autres sources d'énergie [9].

Chapitre II :
Présentation du
centre de production
ONR

II.1. Aperçu sur le champ de Oued Noumer

Le champ Oued Noumer-ONR, partie de la région de Hassi R'mel est l'un des sites pétroliers et gaziers exploités par la SONATRACH au profit de l'état Algérien, sous tutelle de sa nouvelle activité Exploration-Production, ex-activité Amont tout en déployant des compétences techniques algériennes à 100%.

II.1.1. SONATRACH

La SONATRACH, acronyme de « Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures » est une entreprise publique algérienne créée le 31 décembre 1963 pour objectif principal le transport et la commercialisation des hydrocarbures et s'étendre progressivement dans les autres segments de l'activité pétrolière. Avec 34,5 milliards de \$ de chiffre d'affaire en 2021 [16], c'est un acteur majeur de l'industrie pétrolière surnommé la major africaine. SONATRACH est classée la première entreprise d'Afrique.

Les 137 000 employés du groupe SONATRACH, société mère et filiales, œuvrent à découvrir, produire, acheminer, transformer et distribuer les hydrocarbures sur les marchés national et international. Près des 2/3 du Budget de l'Etat est issu de la fiscalité pétrolière. SONATRACH se positionne ainsi comme le locomoteur du développement national avec une contribution au PIB à hauteur de plus de 30% et plus de 90% des ressources en devises du pays.

Dans le cadre de ses missions, et au regard de son positionnement dans l'économie nationale et de sa culture d'entreprise, SONATRACH met à disposition son expertise et son potentiel humain au service du développement économique, social et culturel du pays.

De transporteur à sa création en 1963, SONATRACH à progressivement et très rapidement déployée sur toute la chaîne des hydrocarbures pour devenir, une société intégrée de l'Amont à l'Aval pétrolier et gazier et un Groupe de dimension internationale.

Grâce à un portefeuille qui s'est étendu à 154 filiales et participations en national et en international, le Groupe SONATRACH est omniprésent sur tout le secteur pétrolier national. Le personnel du service exploitation est mené à collaborer avec des techniciens d'autres disciplines voisines représentant certaines de ces filiales ; parmi elles :

- ✚ **GTP** : L'Entreprise Nationale de Grands Travaux Pétroliers, créée par héritage du patrimoine d'ALTRA en 1980, est une filiale détenue à 100% par le Holding SONATRACH services parapétroliers (SPP). Elle est chargée de la construction d'installations industrielles destinées à la production, la transformation, le transport

et la distribution des hydrocarbures.

- ✚ **ENSP** : L'Entreprise Nationale des Services aux Puits, créée le 01 août 1981, est une filiale détenue à 100% par le Holding SONATRACH services parapétroliers (SPP). Elle est chargée des opérations, liées aux services aux puits.
- ✚ **SAFIR** : La société Algérienne d'Ingénierie et de Réalisations, créée le 23 juillet 1991, entre 04 actionnaires, en l'occurrence SONATRACH, SONELGAZ, Gaz de France (GDF) et SOFREGAZ. La société, créée pour une durée de 20 ans, est une filiale détenue à 100% par le Holding SONATRACH services parapétroliers (SPP). Elle est chargée de la réalisation d'études relatives aux réseaux de gaz et de l'ingénierie industrielle.
- ✚ **ALGESCO** : En tant que l'un des plus gros producteurs et exportateurs de pétrole de la région, le secteur du pétrole et du gaz en Algérie a besoin d'équipements de turbo machinerie puissants dédiés qui fonctionnent 24 heures sur 24, 7 jours sur 7. GE, en partenariat avec SONATRACH et SONELGAZ, a créé ALGESCO, un centre de maintenance de turbo machinerie situé à Boufarik qu'est le plus grand site GE de ce genre au monde. Il a été créé à Hassi R'mel en 1993.

II.1.2. Région Hassi R'mel

Hassi R'mel porte du désert, se trouve à 525 km au Sud d'Alger, à une altitude moyenne de 760m, est une région relativement plate du Sahara où le paysage constitué d'un vaste plateau rocailleux et ne pousse qu'une faible végétation composée essentiellement de buissons et de pistachiers sauvages. Le champ découvert en 1956 s'étale sur plus de 3500 km², il est l'un des plus grands gisements de gaz à l'échelle mondiale.

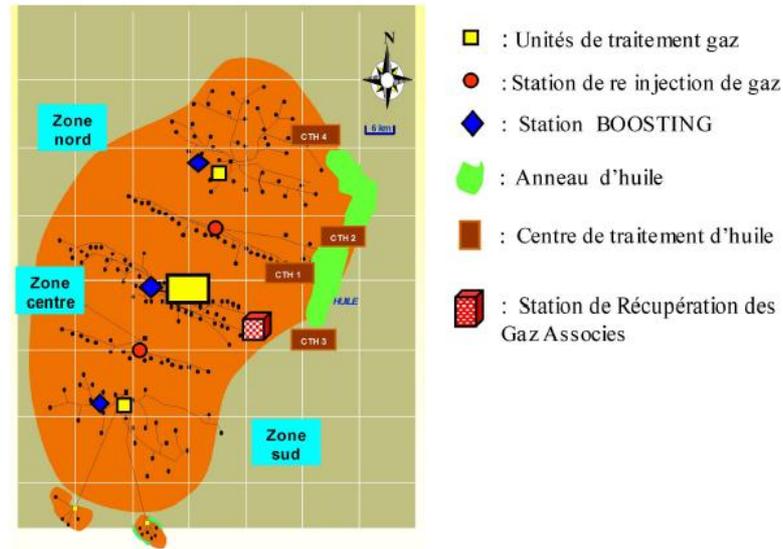


Figure II.1 : Plan de l'exploitation rationnelle du champ Hassi R'mel [17]

Le champ de Hassi R'mel possède plusieurs installations réparties sur trois secteurs :

- ✚ Secteur nord : Module 3 et station de compression nord.
- ✚ Secteur centre : Module 0, Module1, Module 4....
- ✚ Secteur Sud : Module 2, Station de compression sud, Djebel Bissa et Hassi R'mel sud.

II.1.3. Direction Oued Noumer

a. Situation géographique :

La direction Oued Noumer est situé à 140 km au sud-est du champ gazier de hassi R'mel et à 220 km à l'ouest-nord-ouest du champ pétrolier de Hassi Messaoud. Son siège administratif et sa base de vie sont installés à 5km au nord de la RN 49, axe routier reliant Ghardaïa à Ouargla et à environ 45km de la ville de Ghardaïa. Le champ s'étend sur une superficie de 110km², il produit l'huile et du gaz à condensat. Il se compose de 4 secteurs principaux Oued Noumer, Ait Kheir, Sidi-Mezghich et Djorf (abandonné) et actuellement de bien d'autres Glib El Djmel, Triefis, Oued El Ghofran et Hassi Bou Khellala Nord.

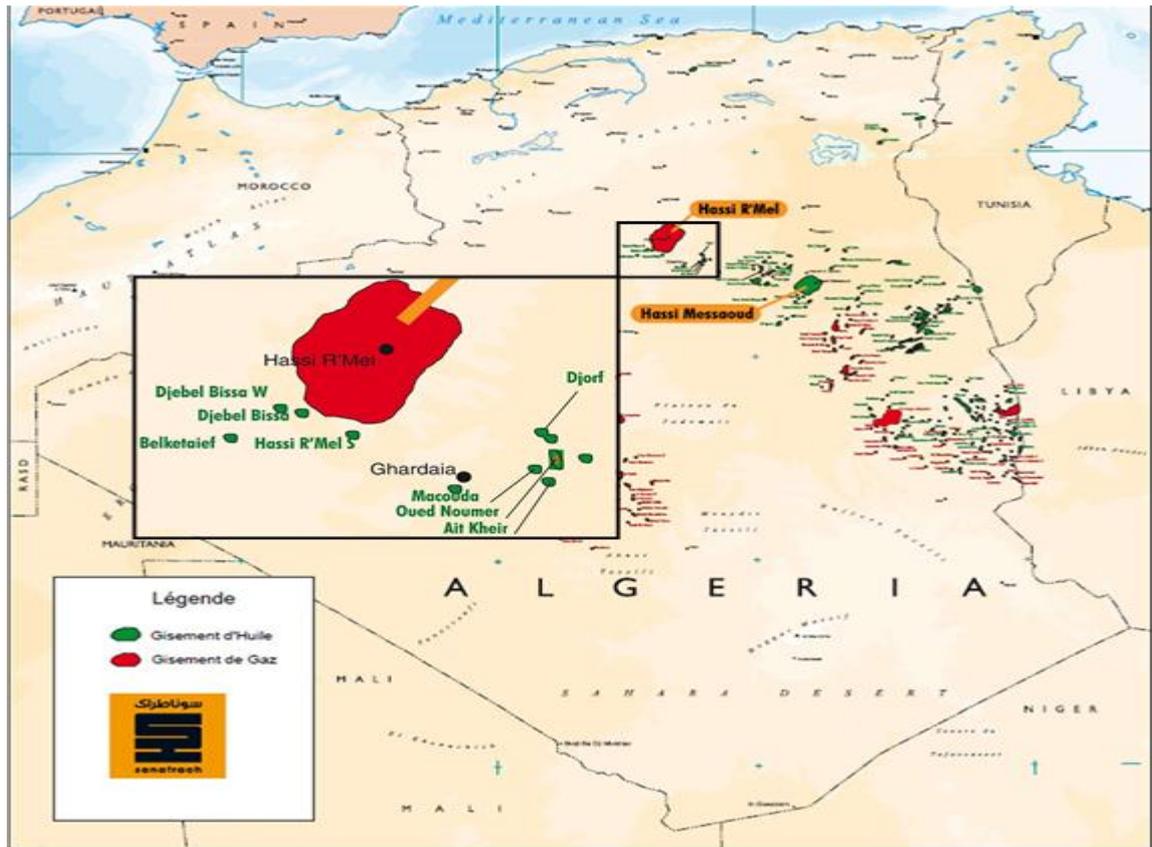


Figure II.2 : Situation géographique des champs Oued Noumer et Hassi R'mel [18]

b. Situation géologique :

La direction Oued Noumer incorpore deux champs producteurs majeurs, Oued Noumer et Ait Kheir. En tout 15 puits ont été forés dans la structure d'Oued Noumer, dont 06 producteurs. Dans la structure d'Ait Kheir, 28 puits ont été forés, dont 14 producteurs. En plus, 11 puits ont été forés dans les structures comprenant Makouda, Djorf, et Ras Sedra ; la production d'hydrocarbures à partir de ces structures a été très faible. La production provient des grès du Trias Argilo- Gréseux (TAG) qui se trouve en discordance sur des roches d'âge Ordovicien (BEICIP, 1980), suivant les résultats des analyses de carottes faites par BEICIP. On reconnaît 3 zones principales, TAG A, B et C. Les grès de TAG A et B produisent du condensat de gaz et de l'huile légère, alors que les grès inférieurs de TAG C sont aquifères.

La majorité de la production provient des grès fluviaux épais de TAG B.

Au-dessus de la zone TAG A se trouve l'Argile- Siliceux Supérieur. Cette unité est recouverte par une série évaporitique épaisse et la formation du Trais Salifère. La présence du sel pourrait expliquer les pressions de gisement épais qui ont le support d'un aquifère actif. Dans ce cas, le sel aurait joué le rôle d'une barrière très étanche si la colonne rocheuse avait

été soumise à un soulèvement profondur d'enfouissement plus grande.

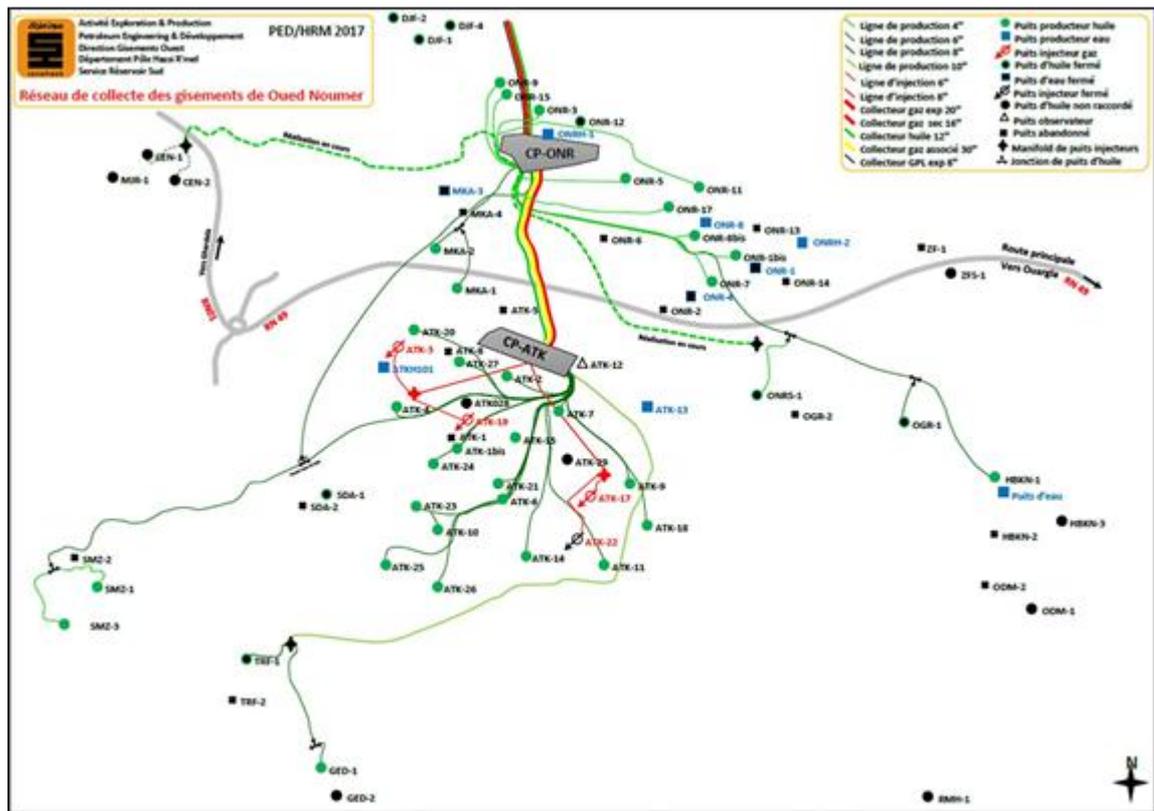


Figure II.3 : Réseau de collecte des gisements à Oued Noumer avec 2,75 km de profondeur moyenne [17]

c. Vue générale :

A partir de la figure (I.6) on peut lister les principales installations qui forment le centre de traitement ONR à citer :

(1) salle de contrôle ; (2) unité de séparation (unité 20) ; (3) unité de compression ; (4) usine GPL ; (5) unité de traitement d'eau ; (6) sous station électrique ; (7) ateliers maintenance ; (8) bloc administratif ; (9) système anti-incendie.

Les équipements qui peuvent être repérés du bac de stockage brut R0 sont : (1) séparateur FWKO ; (2) batterie test ; (3) manifold d'entrée brut ; (4) pompe d'eau de dessalage ; (5) ballons de séparation ; (6) fours de stabilisation ; (7) bacs de stockage brut ; (8) pompes d'expédition brut U60 ; (9) pompes d'expédition brut BJ ; (10) salle machines ; (11) dégazeur d'huile ; (12) aéroréfrigérants ; (13) colonnes de fractionnement ; (14) turbine SOLAR ; (15) four d'huile diathermique ; (16) sphères de stockage GPL ; (17) bacs d'eau incendie.

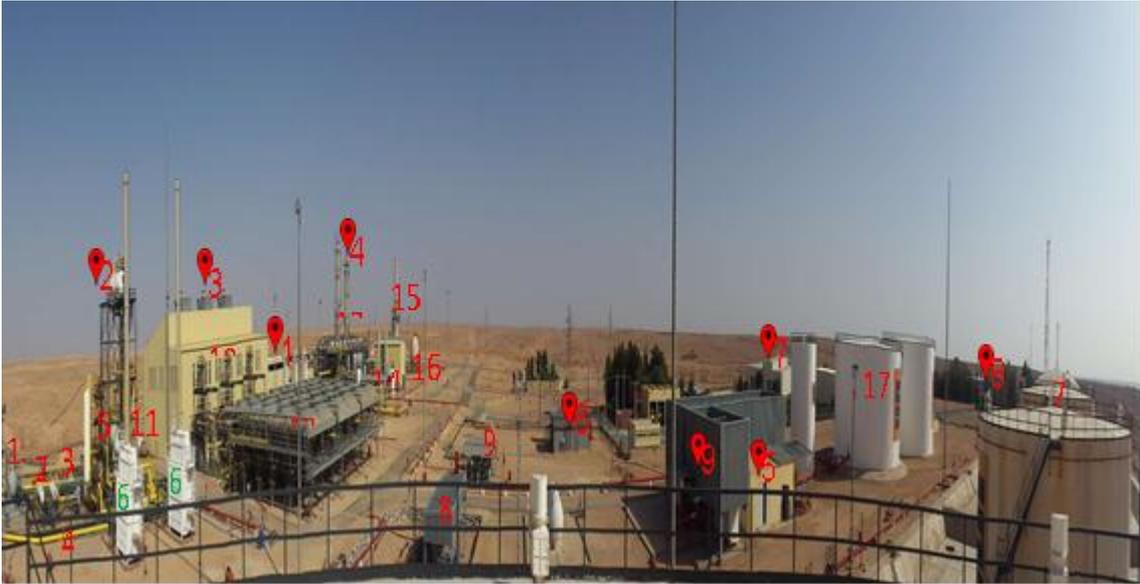


Figure II.4 : Vue panoramique sur le centre de traitement ONR [17]

d. Capacité :

La capacité globale de la direction d'Oued Noumer est portée à produire 9 millions Sm^3 / jour de gaz brut, 8750 tonnes / jour de pétrole brut et condensat et 1200 tonnes / jour de GPL.

La capacité globale de stockage atmosphérique du brut quant à elle s'élève à 19520 m^3 par quatre bacs de stockage R0/1/2/3/4. Deux bacs test s'ajoutent aussi, de capacité 1000 et 540 m^3 à ATK et ONR respectivement. Le GPL est stocké dans 2 sphères de capacité globale 1120 m^3 .

II.2 Description technologique

II.2.1. Unité de séparation (unité 20)

Cette unité a pour but de collecter les effluents gaz et ou/huile provenant des différents centres de production ONR, ATK, SMZ, GED, TRF, MKA, HBKN, OGR et ONR Sud ... ; de séparer l'huile brute du gaz associé ; de stabiliser l'huile pour éviter un dégazage dans les bacs de stockage et de permettre la mise à la torche des gaz haute pression provenant d'ATK et du séparateur de brut haute pression lors du non fonctionnement des unités de compression.

L'unité de séparation se compose de Quatre séparateurs de brut ; Deux fours de stabilisation et un groupe d'injection d'eau de lavage

Une fraction du débit gazeux est dirigée vers le séparateur de gaz combustible 120 B

01. Le piège à liquide 020 B 02 à un volume intérieur de 52.7 m³.

c. Séparateur MP 020B03 :

Les effluents chauds venant des fours de stabilisation 020F01 A et B alimentent le séparateur horizontal 020 B 03. L'huile stabilisée est expédiée sous régulation de niveau vers le ballon à basse pression 020B04 et l'eau décantée est dirigée sous régulation de niveau vers le borbier.

Le gaz de flash moyenne pression est dirigé sous régulation de pression vers les filtres séparateurs d'aspiration 2ème étage des unités de compression (031 B 02 - 032 B 02 - 033 B 02). Le séparateur moyenne pression à un volume intérieur de 18.3 m³.

d. Séparateur BP 020B04 :

Les huiles stabilisées venant de la séparatrice moyenne pression 020 B 03 alimentent le séparateur horizontal 020 B 04. L'huile stabilisée et dégazée est expédiée sous contrôle de niveau vers les bacs de stockage existants RI-R2-R3-R4 avec le volume de chacun 4 880 m³. Les gaz de flash basse pression sont dirigés sous régulation de pression vers les filtres séparateurs d'aspiration 1er étage des unités de compression (031 B 01 - 032 B 01 - 033 B 01). Le séparateur basse pression a un volume intérieur de 31.2 m³.

e. Four de stabilisation 020F01A/B :

Les deux fours étant de conception strictement identique, la description donnée correspond à un seul four. Le four est alimenté avec l'huile brute venant des séparateurs 020 B 01 et 020 B 02 + l'huile brute venant de la collecte ATK + le mélange diphasique huile/gaz de Makouda + les condensats récupérés sur Les ballons d'aspirations 3ème étage des unités de compression (30 B 03 -032 B 03 - 033 B 03). L'huile réchauffée est expédiée vers le séparateur moyenne pression 020B03. La ligne PB 020 58 16" permet de by-passer les fours de stabilisation.

f. Groupe injection d'eau de lavage 020P01A/B et 020P02A/B :

L'eau utilisée pour l'injection d'eau de lavage est prélevée sur le circuit d'eau brute par les pompes 020P01A/B (une en service et l'autre en secours) et injectée sous pression avec débit réglé manuellement dans la ligne d'alimentation des fours de stabilisation 020F01A/B.

Les pompes 20P02A/B sont utilisées pour l'injection d'eau pour le dessalage au niveau de manifold ONR (une en service et l'autre en secours). Les pompes utilisées sont du type "centrifuge" position horizontale entraînées par un moteur électrique. Les deux groupes des pompes sont alimentés à partir du bac R.101 avec un volume de 630 m³.

II.2.2. Unité de compression (unité 30)

Les installations de compression comportent trois unités de compression des gaz venant de l'unité 20. Elles sont de conception identique (unités 31/32/33).

Chapitre II : présentations du centre de production ONR

Chaque unité comprend une Turbine à gaz 30 KG 01 avec ses auxiliaires, un multiplicateur de vitesse et deux compresseurs centrifuges à deux étages ; un compresseur 030K01 comprenant un étage BP et un étage MP et compresseur 030K02 comprenant un étage MP et un étage HP. Et des séparateurs filtres d'aspiration :

- ✚ 030 B 01, aspirateur 1^{er} étage 030 K 01.
- ✚ 030 B 02, aspirateur 2^{ème} étage 030 K 01.
- ✚ 030 B 03, aspirateur 1^{er} étage 030 K 02.
- ✚ 030 B 04, aspirateur 2^{ème} étage 030 K 02.
- ✚ Une batterie d'aéroréfrigérants de gaz inter-étages et finals :
- ✚ 030A01, pour le refoulement du 2^{ème} étage 030 K 01.
- ✚ 030A02, pour le refoulement de la 1^{ère} étage 030 K 02.
- ✚ 030A03, pour le refoulement du 2^{ème} étage 030 K 02.
- ✚ Un aéroréfrigérant d'huile de lubrification 170 A 01 (pour le train 31).

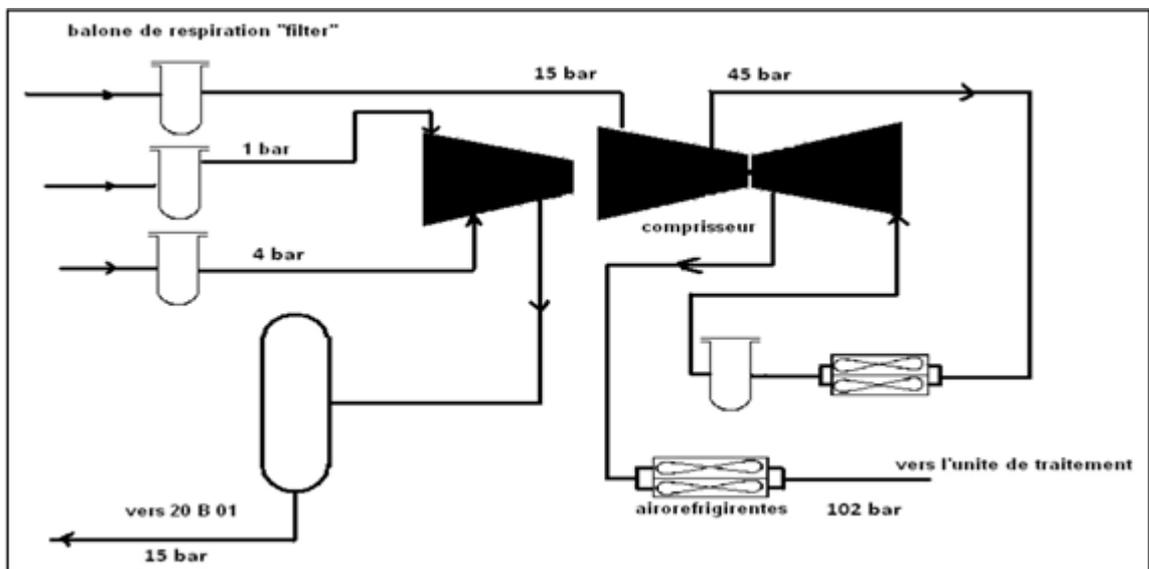


Figure II.6 : Schéma synoptique de l'unité 30[17].

Les trois unités de compression 031/032/033 sont de conception identique. Le fonctionnement de l'une des unités correspond exactement en tout point de marche de deux autres unités. Exemple unité 31.

Les différents gaz à comprimer (cas design) par chaque unité sont le gaz BP (1.2 bars absolus), effluent du séparateur 020 B 04 ; gaz MP (4 bars absolus), effluent du séparateur 020 B 03 et le gaz HP (15 bars absolus), effluent du séparateur 020 B 01 et du piège à liquide 020 B 02.

a. Gaz basse pression :

Le gaz BP venant du 20 B 04 arrive en alimentation du 31 B 01 ($P=1.2\text{bars}$ et $T=47^\circ\text{c}$) puis traverse le matelas éliminateur où sont piégés les éventuelles particules liquides et solides, ces dernières sont envoyées vers le borbier après son accumulation sous contrôle de niveau. Le gaz sort du ballon 31 B 01 est admis à l'aspiration 1er étage du compresseur 31 K 01 à une $T=55^\circ\text{c}$.

b. Gaz moyenne pression :

Le gaz MP venant du 20 B 03 arrive en alimentation du 31 B 02 ($P=4\text{bars}$ et $T=55^\circ\text{c}$) et il traverse le matelas éliminateur où sont piégés les éventuelles particules liquides et solides purgées et envoyer vers le borbier. Le gaz MP est aspiré par le compresseur 31 K 01 et mélanger avec le gaz BP puis refoulé ($P=15\text{ bars}$ et $T=155^\circ\text{c}$), il est dirigé vers le séparateur 20B01 via l'aéroréfrigérant 31 A 01 où sa température est abaissée jusqu'à 136°C . Une partie du refoulement est dirigée avant le refroidissement 31A01 vers le recyclage anti-pompage.

c. Gaz haute pression :

Le gaz HP provenant des ballons 20 B 01 et 20 B 02 (gaz venant d'ATK) sont collectés en aval de la vanne PCV 2006 du 20 B 02 pour avoir la même pression du gaz 20 B 01 (15bars), ce gaz arrive dans le séparateur filtre 031 B 03 ($P=15\text{ bars}$ et $T=41^\circ\text{C}$) et traverse le matelas éliminateur où sont piégés les particules liquides et solides entraînées pour qu'elles seront évacuées sous contrôle de niveau vers le borbier. Le gaz sort du 31 B 03 est admis à l'aspiration 1er étage du 31 K 02. Le compresseur refoule le gaz à une $P=45\text{ bars}$ et une $T=132^\circ\text{C}$, puis passe par les aéroréfrigérants 31 A 01/02 où sa température est abaissée jusqu'à 55°C . Le gaz introduit dans le ballon 31 B 04 traverse le matelas éliminateur où sont retenues les particules liquides et solides, ces particules sont dirigées sous contrôle de niveau vers le séparateur 20 B 01.

Un système anti- pompage est mis en place pour protéger le 2ème étage. Le gaz sort du 31 B 04 est admis à l'aspiration 2ème étage du 31 K 02. Le compresseur refoule le gaz à une $P=101\text{ bars}$ et une $T=140^\circ\text{C}$, puis il passe par les aéroréfrigérants 31 A 03 où sa température est abaissée 62°C ensuite le gaz se dirige vers l'unité de GPL [19].

II.2.3. Installation GPL

Elle assure la production du gaz traité ainsi que l'extraction de GPL et de condensat,

l'installation compte six unités de procédé de 100 à 600 et trois unités auxiliaires de 700 à 900.

a. Unité 100 de Prérefroidissement et déshydratation :

Le gaz provenant des unités de compression existantes alimente l'unité d'extraction de GPL à pression de 101 bars et température de 60 C°. Après un refroidissement à 45C° environ dans l'échangeur 10-E-01, le gaz est envoyé au séparateur 10-B-01, l'eau est écoulée vers le bourbier. Le gaz se dirige vers les trois déshydrateurs (10-R/01/A/B/C) avec tamis moléculaires, deux en service et l'autre en régénération fonctionnant avec un cycle de 10 heures d'absorption et 05 heures de régénération. La régulation des tamis moléculaire se fait à une partie des vapeurs de tête du déethaniseur 40-C-01. En cas de manque de ce gaz la régénération est obtenue en utilisant une partie du gaz sec prélevé à la sortie des tamis. Le gaz de régénération chaud est refroidi à 55C° dans l'aéroréfrigérant 10-A-01. L'eau séparée du gaz dans le séparateur 10-B- 02 est envoyée au bourbier. Le gaz sortant du séparateur 10-B-02 est mélangé aux vapeurs de tête du déethaniseur et il est envoyé vers l'unité de compression existante. En cas de panne de compresseur du gaz traité ou de la turbine à gaz d'entraînement, leur régénération est assurée par le gaz prélevé en aval des déshydrateurs qui assure la continuité de la mise en service de cette unité pour avoir le gaz dépourvue d'eau.

b. Unité 200 pour la récupération du GPL :

Le gaz sec provenant de l'unité 100 est réparti en deux courants. Dont l'un est refroidi par l'échangeur 20-E-01 par le gaz de tête du déethaniseur 40-C-01, l'autre est refroidi par échange de chaleur avec le gaz traité provenant de l'échangeur 20-E-03. Les liquides sortant des séparateurs 20-B-08 et 20-B-0-6 sont envoyés directement au déethaniseur. Tandis que le gaz provenant du 20-B-06 est envoyé au Turbo-Expander 20-KE-01 où l'on obtient une réduction simultanée de pression et de température aliment le séparateur 20-B-07 à une température de -50°C et une pression de 30 bars. Les liquides froids sortant du séparateur 20-B-07 sont envoyés à la tête du déethaniseur, via de l'échangeur 40 E 03. Le gaz traité sortant du séparateur 20-B-07 est envoyé à la récupération du froid dans les échangeurs 20-E-03 et 20-E-02, ensuite il est comprimé par le compresseur 20-K-01 entraîné par le Turbo-Expander 20-KE-01. Le gaz ressort du compresseur est refroidi à 55°C dans l'aéroréfrigérant 20-A-01, puis est envoyé au compresseur final 30-K01 à la pression de 47 bars.

En cas d'arrêt de l'Expander, une vanne de détente (Joule-Thomson) en dérivation du Turbo-Expander est déclenchée afin de maintenir l'unité en service. Il est entendu que dans ces conditions, la récupération de GPL sera inférieure à la valeur nominale.

c. Unité 300 pour la recompression du gaz traité :

Cette unité sert à comprimer le gaz traité jusqu'à une pression de 80 bars, puis expédié vers gazoduc GR1/2 48'' ou vers la station de la Réinjection à AIT-KHEIR. Le gaz traité sortant de l'unité 200 est envoyé au séparateur d'aspiration 30-B-01, en suite il subira une compression par le compresseur 30-K-01 (entraîné par la turbine à gaz 30-KT-01), puis refroidi à 55°C par l'aéroréfrigérant 30-A-01 et envoyé au gazoduc.

d. Unité 400 pour le fractionnement du GPL :

Cette unité est formée par deux colonnes bouillies au moyen de l'huile chaude afin d'obtenir du GPL à les spécifications demandées. La première colonne, déethaniseur 40-C-01 ($P=22\text{bars}$ & $T=80^{\circ}\text{C}$) a pour but d'éliminer les produits légers (méthane et éthane) des hydrocarbures liquides. Elle est munie d'un rebouilleur de fond à l'huile chaude 40-E-01 et d'un condenseur partiel de tête 40-E-03. Les vapeurs à la sortie du condenseur passent à travers le récipient de reflux 40-B-02. Les pompes 40P05A/B aspirent le gaz du ballon 40B02 qui sert comme gaz de régénération des tamis moléculaire via de l'échangeur latéral 10-E-01 puis envoyé vers l'unité de compression (U30 existante). L'eau éliminée des tamis par le gaz après avoir passé par le ballon 10B02 est évacuée vers bourbier.

La deuxième colonne, débuthaniseur 40-C-02 ($P=14\text{bars}$ & $T=160^{\circ}\text{C}$) a pour but d'éliminer les produits lourds condensât (C_5+) qui est envoyé vers l'unité de séparation (U20

existante) afin d'avoir le GPL qui répond à des certaines spécifications. Le GPL sorti au sommet de la colonne et introduit dans le ballon 40B03, puis envoyé par l'intermédiaire des pompes 40P04A/B vers les sphères (50T01A/B).

e. Unité 500 pour le stockage et l'expédition du GPL :

L'unité de stockage du GPL est composée de deux sphères 50-T-01A/B de capacité de 560 m³ et d'une unité d'expédition de GPL formée de trois pompes en parallèle 50P 01A/B/C (une en service et deux en réserves), afin d'envoyer le GPL vers LR1 (Hassi R'mel puis vers Arzew). Les GPL produits dans l'unité peuvent être réinjectés (50P02 A/B) dans le gaz traité en amont du 30-K-01, avec des débits très limités et, dans ce cas, le débit gaz vers le compresseur 30-K- 01 devront être réduit.

f. Unité 600 pour la circulation d'huile chaude :

Cette unité est la source de chaleur nécessaire au fonctionnement de l'installation et sa chaleur est obtenue en brûlant une partie de gaz combustible dans le four 60-F-01. Les fumées d'échappement de la turbine 30-KT-01 de température (134°C) permettent de chauffer l'huile grâce au récupérateur de chaleur 30-E-01 et après, l'huile entre dans le four 60-F-01 pour augmenter sa température aux environs de (280°C) pour but de chauffer et de faire circuler l'huile diathermique pour fournir la chaleur à la régénération des tamis moléculaires et aux rebouilleurs.

g. Unité 700 pour l'injection du méthanol :

Le système méthanol qui est injecté dans les conduites, les vannes et l'équipement en cas de formation d'hydrates est conçu pour le dégivrage principalement en hiver. Le méthanol est stocké dans le réservoir 70B01 et il est injecté dans le processus par les pompes 70P02.

h. Unité 800 système air et gaz inerte :

Cette unité fournie à l'installation l'air service (air humide pour le nettoyage), l'air instrument (pour le fonctionnement des vannes de contrôle process) et le gaz inerte « l'azote » (pour le refroidissement). Ce système est formé par un compresseur d'air 80-K-01, un séparateur 80-B- 01, un sécheur 80-W-01 (déshydrateur), un accumulateur d'air instrument 80-B-02 et un compresseur 80-K-02 pour augmenter la pression dans l'accumulateur d'azote.

i. Unité 900 pour la récupération de GPL :

Unité en rapport avec l'éclairage du CP/ONR et alimentation électrique prises et équipements télécom tels qu'interphone et téléphone. Il existe une série de transformateurs et d'armoires d'isolement et de distribution d'éclairage à travers tout le centre (éclairage routier, bâtiments, pomperie anti-incendie et différents équipements de process). Leur contrôle se fait à partir de tableaux aux MCC ancienne unité et GPL reliées à des cassettes d'isolement électrique [20].

II.2.4. Unité de déshuilage

Le procédé du traitement adopté pour les deux unités de déshuilage ONR et ATK est basé sur :

- ✚ Une première séparation physique eau/huile/boue dans un bac tampon.
- ✚ Une deuxième séparation physique eau/huile/boue effectuée dans une cuve CPI et un décanteur lamellaire.
- ✚ Une flottation permettant la récupération de la majorité des matières en suspension.
- ✚ Les eaux ainsi traitées sont filtrées par des filtres à céramique.
- ✚ Les boues produites sont traitées dans un épaisseur et séchées dans des lits de séchage.
- ✚ L'huile récupérée est recyclée vers les centres de production par les pompes mises en place.

Les matières solides sont récupérées sous forme de boue liquide qui sera traitée et envoyée à l'extérieur du hangar par des pompes à vis vers les lits de séchage



Figure II.8 : Unité de déshuilage ONR de capacité 500 m³/j [17]

a. Bac tampon :

Le bac tampon reçoit les effluents de la station de relevage. Ce bac est équipé d'un racleur de boues qui permet de récupérer les boues du fond et les envoyer vers la cuve à boues à travers une vanne automatique. Les huiles surnageantes sont récupérées dans une fosse d'huile puis envoyées vers la cuve de récupération des huiles.

b. Cuve C.P.I :

(Corrugated Plate Interceptor/intercepteur à tôles gaufrées) La cuve reçoit les effluents du bac tampon. La séparation se fait au moyen de tôles gaufrées en PEHD entre l'eau, l'huile et

les solides en suspension. Les huiles surnageantes sont récupérées par un discoil et envoyées dans une fosse d'huile. Les boues collectées au fond de la cuve sont évacuées vers un épaisseur. Les eaux qui restent sont envoyées vers le décanteur lamellaire.

c. Décanteur lamellaire :

Le décanteur lamellaire reçoit l'effluent du CPI. Cet ouvrage permet la séparation des matières en suspension. Cette séparation se fait au moyen des lamelles constituées de plaque en PVC à profil trapézoïdal. Les boues récupérées au fond du bac sont envoyées vers un épaisseur à travers une vanne automatique. Et les eaux sont acheminées vers la cuve de flottation.

d. Cuve de flottation :

L'eau arrive par gravité vers la cuve de flottation. Cette cuve est équipée par sa partie basse d'un système d'injection d'air. L'eau traitée est envoyée vers la cuve d'eau traitée, les huiles sont récupérées dans une fosse d'huile.

e. Filtre régénérable à céramique :

Les eaux traitées sont pompées vers le filtre à céramique. Ce filtre permet d'éliminer toutes les traces d'hydrocarbures non soluble ou non stabilisés. Le nettoyage à contre-courant des filtres se fait par air comprimé et pompe de lavage. Les eaux qui seront utilisées pour le lavage des filtres seront pompées à partir du bac de stockage des eaux traitées et filtrées. Alors que les eaux de lavage seront recyclées vers les lits de séchage.

f. Epaisseur :

Les boues issues des différentes cuves sont rassemblées dans un épaisseur des boues, dans lequel un racleur assurera l'homogénéité de la concentration des boues puis sont envoyées à l'extérieur du hangar par des pompes à vis vers les lits de séchage.

g. Lits de séchage :

Qui vont recevoir les matériaux en suspension des eaux de lavage des filtres et les boues issues de l'unité de traitement des boues (épaisseur).

h. Cuve d'huile :

Cette cuve est alimentée par l'écumeur du bac tampon, le discoil de la cuve CPI, le discoil du décanteur lamellaire et la cuve de flottation. Les huiles récupérées sont recyclées par des pompes vers le centre de production.

i. Cuve d'eau traitée :

Avec les exigences de finalité de traitement pour la concentration en Hydrocarbures contenus dans les eaux $[HC] \leq 10$ ppm et la teneur en matière en suspension $[MES] \leq 20$ ppm.

II.3. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons présenté brièvement la région de Hassi R'mel , champ Oued Noumer et ses différentes unités de production.

Chapitre III :

Théorie de la

rectification

III.1. Introduction

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs de compositions dérivées, et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de rectification

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variables, formée d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux.

Les plateaux communiquent d'une part, côté liquide par des déversoirs et d'autre part côté vapeur par des orifices spéciaux à travers toute la surface du plateau.

La construction d'une colonne de rectification est soumise à des normes imposées par les conditions d'utilisation et de sécurité. Généralement, elle peut atteindre près de 50 m de hauteur et 6 m de diamètre. Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe.

Par mise en contact d'une vapeur avec des liquides de plus en plus riches en constituants plus volatils, ou d'un liquide avec des vapeurs de plus en plus riches en constituants moins volatils, on arrive à obtenir finalement la composition désirée de chacune des phases. Une telle opération, à contre-courant est réalisée soit par étages (dans une colonne à plateaux), soit en continu (dans une colonne à garnissage). Ainsi l'opération de rectification repose sur le phénomène de séparation par diffusion des liquides ayant des températures d'ébullition différentes.

En pratique, cette opération peut être réalisée par des mises en contact d'un liquide et d'une vapeur en continu, en discontinu, à contre-courant, etc.

Le transfert de matière par diffusion moléculaire est défini par la loi de « FICK » qui est formulée comme suit :

$$M = -D \cdot \left(\frac{\Delta C}{\delta} \right) \cdot F \cdot T \quad (0)$$

La quantité de masse (dm) diffusée à travers la couche limite en unité de temps est proportionnelle à la surface de la couche et au gradient de concentration en direction de diffusion :

$$dm = -D \cdot \left(\frac{dC}{dn} \right) \cdot dF \cdot dT \quad (1)$$

Pour un gradient de concentration moyen :

$$M = -D \cdot \left(\frac{\Delta C}{\delta} \right) \cdot F \cdot T \quad (2)$$

Où :

M : Masse transférée [kmole/h].

ΔC : variation de la concentration [kmole/m³].

δ : Epaisseur de la couche [m]. F : surface de la couche [m²]. T : temps de transfert [h].

D : coefficient de diffusion de « FICK » qui caractérise la vitesse de diffusion

III.2. Lois fondamentales de transfert de matière

III.2.1. Loi de DALTON

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors que la pression partielle d'un constituant (P_i^V) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y_i').

$$P_i^V = P_T \cdot Y_i' \quad (3)$$

Où :

P_i^V : pression partielle d'un constituant.

(P_T) : pression du système.

Y_i' : concentration molaire du constituant i en phase vapeur.

III.2.2. Loi de RAOULT et d'HENRY

Leurs lois ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, on conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide est proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant en phase liquide.

D'après la loi de **RAOULT** la pression partielle (P_i^L) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide (X_i).

$$P_i^L = P_i \cdot X_i \quad (4)$$

Où : P_i^L : Pression partielle du constituant i.

P_i : Tension de vapeur du constituant i.

X_i : concentration molaire du constituant i en phase liquide.

Dans le cas d'un mélange réel, les constituants obéissent à la loi d'**HENRY**. D'après cette loi la pression partielle d'un constituant à une température étant fixe est proportionnelle à la concentration molaire du constituant dissout dans la phase liquide.

$$P_i^L = E_i \cdot X_i \quad (5)$$

Où E_i : constante d'HENRY qui dépend de la nature du constituant et de la température.

A l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquide et vapeur sont égales :

Donc

$$P_i^L = P_i^V \quad (6)$$

$$Y_i^V = \left(\frac{P_i}{\pi}\right) \cdot X_i \quad (7)$$

C'est l'équation d'équilibre. Avec :

$$\frac{P_i}{\pi} = K_i \quad (8)$$

Où K_i : coefficient d'équilibre du constituant i . Pour un mélange de deux constituants **A** et **B** :

$$Y_i^V \frac{A}{Y_i^B} = \left(\frac{K_A}{K_B}\right) \cdot \left(\frac{X_i^A}{X_i^B}\right) \quad (9)$$

$$\frac{K_A}{K_B} = \alpha \quad (10)$$

Où :

α : coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de **A** à passer en phase Vapeur par rapport à **B**.

III.3. Description et fonctionnement d'une colonne de rectification

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (la virole) qui renferme des dispositifs permettant d'assurer un contact intime entre les flux liquide et gazeux qui les traversent à contre-courant. Ce sont des plateaux ou des garnissages. La partie de la colonne où s'effectue l'alimentation est appelée « zone de flash ». La charge peut être admise soit en phase liquide, vapeur ou biphasique. La partie se trouvant au-dessus de la zone de flash s'appelle « zone de rectification », son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée. La partie se trouvant au-dessous de la zone de flash s'appelle « zone d'épuisement », son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par la phase liquide. La colonne de rectification est toujours munie d'un rebouilleur et d'un condenseur partiel ; A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité de condensat qui est renvoyée dans la colonne en qualité de « reflux froid » afin d'ajuster la température en tête de colonne à la valeur choisie.

A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement. La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de « reflux chaud » et le résidu quitte l'appareil. La quantité de matière échangée dépend de la concentration initiale et finale, des pressions partielles, de la surface de l'élément (plateau), et de la nature de l'écoulement (vitesse). Le fonctionnement normal de la colonne de rectification pour l'obtention d'un distillat et d'un résidu avec des

compositions voulues dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent, du lieu d'alimentation.

Généralement, la charge peut être envoyée à la colonne à :

1. l'état liquide $e_0 = 0$
2. l'état vapeur $e_0 = 1$
3. l'état liquide- vapeur : $0 < e_0 < 1$ / e_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.
 - ✚ Si la charge est à l'état liquide, l'alimentation doit se faire dans la partie supérieure de la colonne.
 - ✚ Si elle est à l'état liquide-vapeur, l'alimentation se fait dans la partie médiane de la colonne.

Le lieu exact de l'alimentation de la colonne peut être déterminé en calculant le nombre de plateaux de la zone de rectification et de la zone d'épuisement.

Chaque plateau, (exemple de rang n) permet un contact entre la vapeur montante (G_{n-1}) et le liquide (g_{n+1}) qui en coule, à la suite du contact, il se produit une modification des compositions des phases ; la vapeur

S'enrichissant en corps les plus volatils et le liquide en corps les moins volatils [21].

III.4. Types de colonnes de rectification

Dans l'industrie pétrolière on distingue deux types de colonnes :

III.4.1. Colonnes à plateaux

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant ; ce contact s'effectue en discontinu sur les plateaux.

Les paramètres opératoires (T , P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre sont fonction des bilans massiques (matière) et thermiques et des équations d'équilibre.

On peut classer deux types de plateaux :

1-Plateau perforé à déversoir (sieve tray) :

Il est connu depuis longtemps, en dépit de son prix de revient très faible, il n'a pas obtenu beaucoup de succès, ses performances ne demeurent acceptables que pour des variations de débit faibles autour de la valeur optimale pour laquelle il a été calculé, la vapeur traverse verticalement la couche liquide.

2-Plateau sans déversoir :

Il est de type perforé, donc de construction peu onéreuse, liquide et vapeur s'écoulent à contrecourant par les mêmes orifices, de sorte que l'ensemble peut être traité comme une

colonne à garnissage.

Le niveau liquide sur le plateau correspond à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Parmi ces modèles de plateaux, on trouve les marques : « Turbogrid » et « Ripple tray », ces plateaux ont une bonne efficacité tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul.

III.4.1. Quelque Modèle de Plateau

1- Plateau à calottes (bubble cap tray) :

C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui dans les industries pétrolières ou chimiques ; construit autrefois entièrement en fonte moulée, il s'est maintenant notablement allégé par la construction de calottes en acier embouti. Il existe des centaines de formes différentes de calottes donnant une efficacité de contact plus ou moins bonne et il est regrettable qu'aucune normalisation ne soit intervenue dans cette fabrication. La qualité prédominante d'un plateau à calottes bien calculé est sa faculté d'adaptation sur une large échelle aux variations de débits liquides et vapeur.

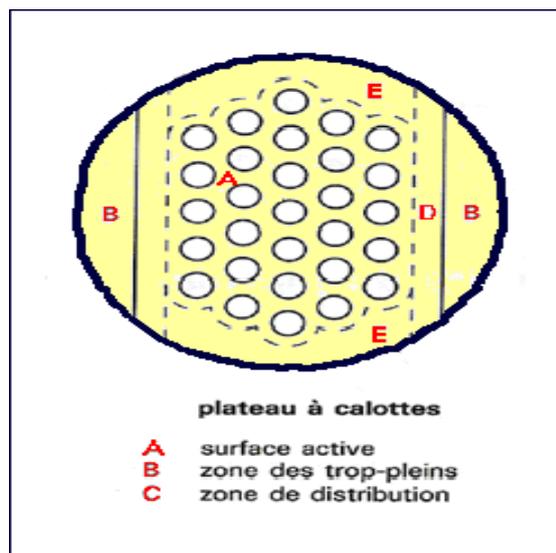


Figure III.1 : Plateau à calottes [1]

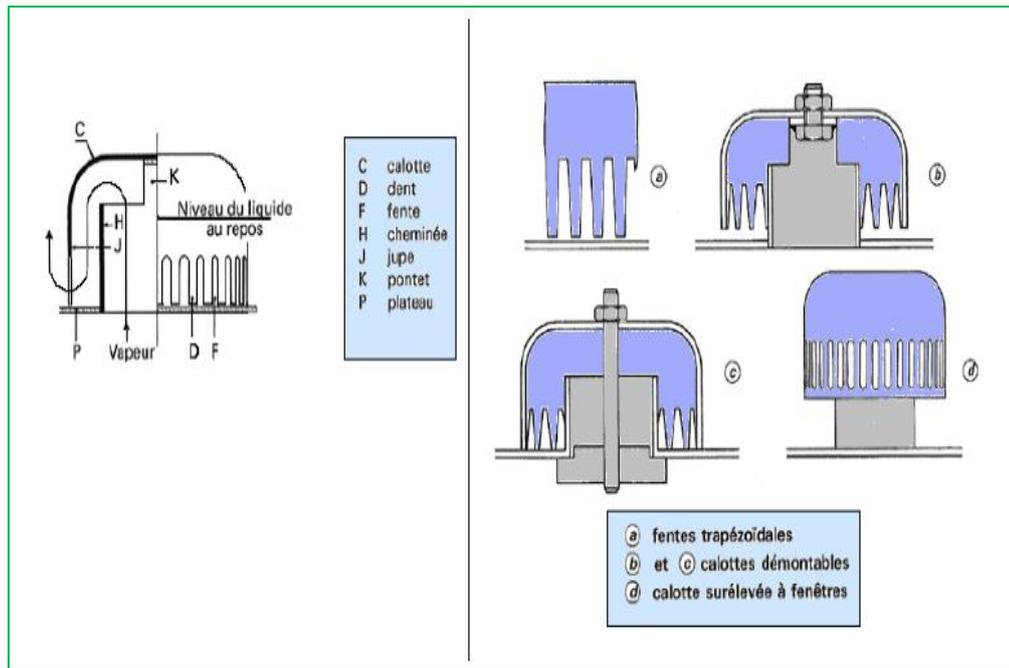


Figure III.2 : Calotte cylindrique [1]

2- Plateau (Uniflux) :

C'est une variante du plateau à calottes, le plateau est décomposé en bandes ayant une section en S et l'échappement de la vapeur aux échancrures s'effectue unidirectionnellement vers le déversoir aval, ce qui tend à favoriser l'écoulement liquide sur le plateau, par contre, la dispersion de la vapeur dans le liquide est moins homogène que pour les types précédents.

3-Plateau à clapets (valve tray) :

Il constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipées de clapets, la hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes de calottes, dans les marques « Flexitray » et « Ballast tray », le clapet peut être taré à convenance en fonction du débit de vapeur.

Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leurs performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible, l'usage dira si un système dynamique a la même longévité qu'un système statique.

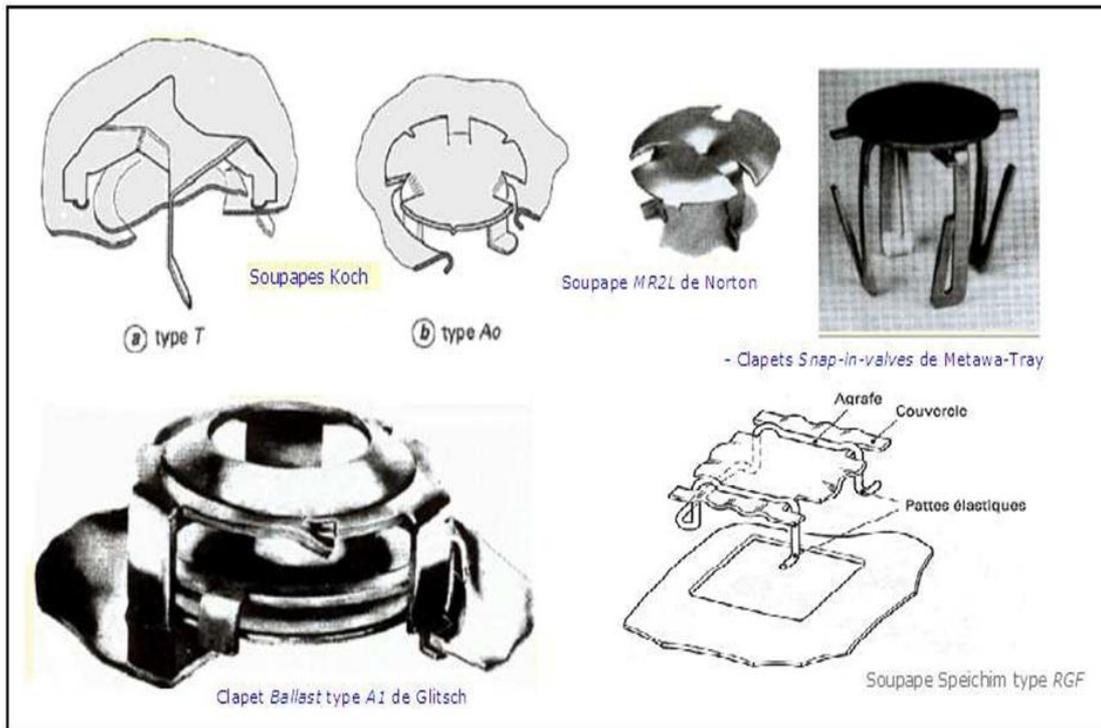


Figure III.3 : Différents types de clapets [1]

4- plateau à jet directionnel (jet tray) :

La construction de ce plateau est inspirée du même souci de simplicité et faible prix de revient que pour le plateau perforé, et de réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets dans le modèle « Float valve tray », ces derniers sont mobiles et articulés au plateau par une charnière.

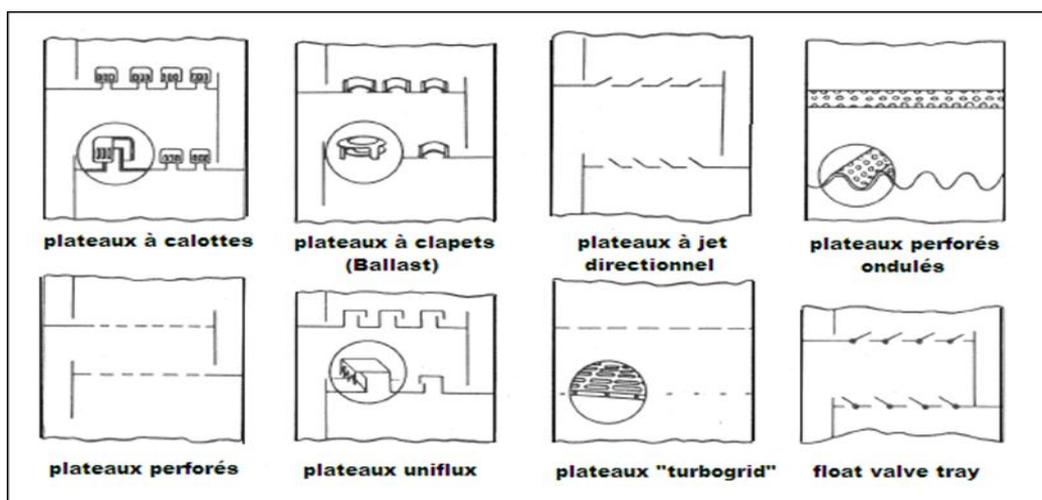


Figure III.4 : Les différents types de plateaux [1]

III.4.2. Colonnes à garnissage

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contrecourant continu. L'échange de matière croît en régime turbulent. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides.

On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution uniforme du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

Les garnissages les plus utilisés dans l'industrie sont de « Rashing » qui est des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

Leur construction est en céramique ou en porcelaine (bon marché et grande résistance à la corrosion). Comme il existe aussi des anneaux en acier, en carbone, et en matière plastique (polyéthylène).

➤ **Avantage :**

- Prix moins élevé.
- Faible perte de charge.
- Rétention peu importante.

➤ **Inconvénients :**

- Faible flexibilité.
- Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre [22].

III.5. Bilan matière de la colonne

Admettons les symboles suivants :

L' , D' , R' : respectivement, le débit molaire de la charge, du distillat et du résidu [kmol/h].

X'_L , Y'_D , X'_B : concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu.

Les bilans matières pour la colonne entière et pour le constituant "i" quelconque s'écrivent:

$$L' = D' + R' \quad (11)$$

$$L' * X'_{L,i} = D' * Y'_{D,i} + R' * X'_{R,i} \quad (12)$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D , si la concentration du constituant dans le résidu est connue.

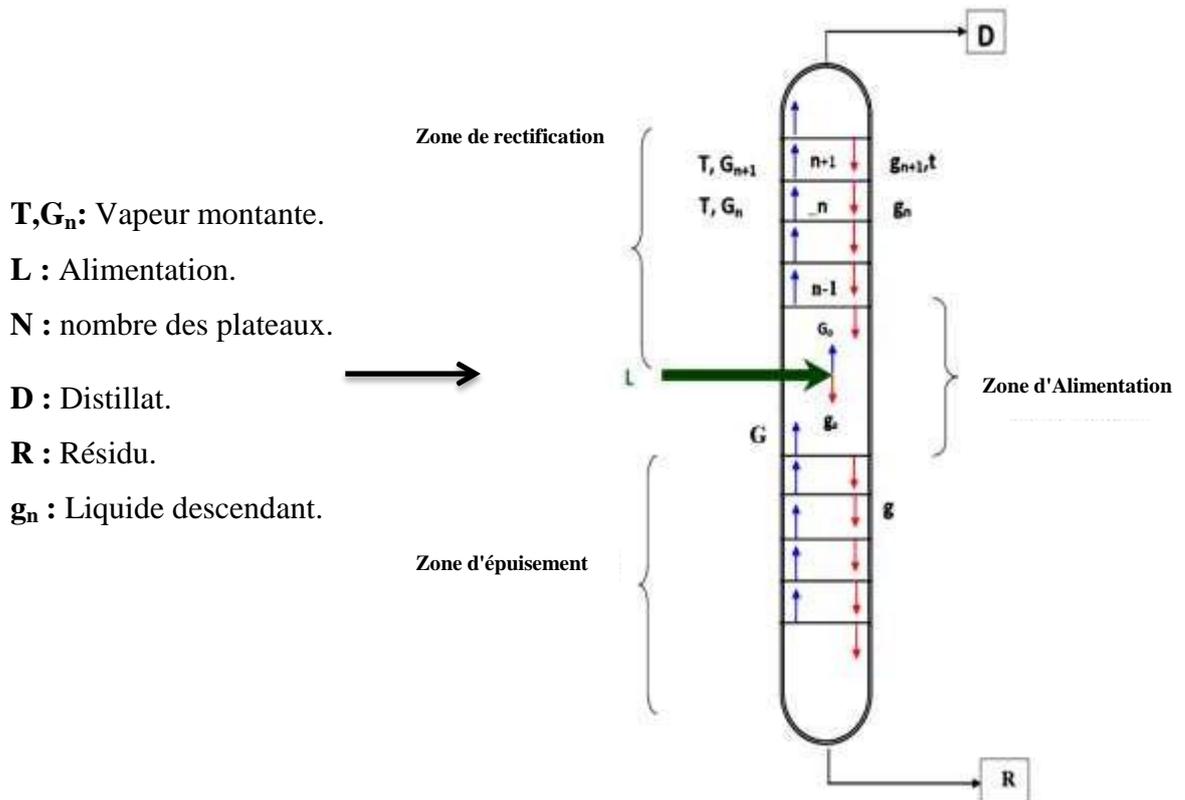


Figure III.5 : Schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification [27]

III.6. Bilan de matière partiel de la colonne

III.6.1. Bilan matière de la zone de rectification

$$G' = g' + D' \quad (13)$$

$$G' \cdot Y'_{n,i} = g' \cdot X'_{(n-1),i} + D' \cdot Y'_D \quad (14)$$

La résolution de cette équation par rapport à $Y'_{D,i}$ donne l'équation de concentration (opérateur) de la zone de rectification Avec :

$$Y'_{n,i} = m \cdot X'_{n-1,i} + (1-m) \cdot Y'_{D,i} \quad (15)$$

$$m = \frac{g}{G} = \frac{r_f}{r_f + 1} \quad (16)$$

Où : r_f : est le taux de reflux.

III.6.2. Bilan matière de la zone d'épuisement

$$g' = G' + R' \quad (17)$$

$$g' \cdot X'_{n+1,i} = G' \cdot Y'_{n,i} + R' \cdot X'_R \quad (18)$$

La résolution de l'équation (18) par rapport à $X'_{n+1,i}$ permet d'obtenir l'équation de concentration de la zone d'épuisement :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{n,i} \frac{1}{m'} + \left(\frac{m'-1}{m'} \right) X'_{R,i} \quad (19)$$

Avec :

$$m' = g' / G' = (r_b + 1) / r_b \quad (20)$$

Où : r_b est le taux de rebouillage.

Il y a lieu de procéder au bilan matière de la zone d'alimentation. On a donc le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de cette zone.

$$G_m = g_k + G_d = G_k + R \quad (21)$$

$$G_m * X'_{m,i} = G * Y'_{k,i} + R * X'_{R,i} \quad (22)$$

De même, la vapeur G_m alimentant la zone de rectification est la somme de vapeur G_K et de la phase G_D . Ainsi, le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau inférieur de la zone de rectification donne :

$$Gm = GK + GD = gK + D \quad (23)$$

$$G_m Y'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + G_D X'_{D,i} \quad (24)$$

Dans le cas de rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une précision souvent suffisante. Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité " α_i " qui est le coefficient rapport d'équilibre du constituant " i " à celui d'un constituant de référence " r ".

$$\alpha_i = k_i / K_r \quad (25)$$

En qualité de constituant de référence, on peut choisir n'importe quel constituant (habituellement le constituant le moins volatil du mélange).

En tenant compte de (25), l'équation d'équilibre peut être écrite sous la forme :

$$Y'_i = K_i X'_i = \alpha_i K_r X'_i \quad (26)$$

$$X'_i = Y'_i / \alpha_i K_r \quad (27)$$

La somme des équations (26) et (27) donne :

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \quad (28)$$

$$K_r = \sum Y'_i / \alpha_i \quad (29)$$

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X'_i \quad (30)$$

III.7. Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique des mélanges à séparer. Quelle que soit leur complexité, le choix de la pression est avant tout un problème économique.

A faible pression, la sélectivité de la séparation est meilleure, on peut éviter l'altération thermique des produits, mais en contrepartie, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir la concentration voulue, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression de la colonne.

Généralement, on utilise une source froide bon marché et abondante (eau et air) qui permet d'obtenir un condensat de **30 à 50 °C** environ.

Si la température de condensation des vapeurs de distillat à la pression atmosphérique est plus basse que celle de l'eau ou de l'air, la colonne doit fonctionner sous haute pression pour que la condensation des vapeurs du distillat puisse être réalisée par réfrigération ordinaire.

Quelle que soit la température de service, la température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins de **15 à 20 °C** plus grande que celle du fluide réfrigérant.

Ainsi, la pression **P_b** dans le ballon de reflux est déterminée par approximations successives d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum (K_i \cdot X'_{D,i}) = 1 \quad (31)$$

III.7.1. Pression au sommet de la colonne

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \quad (32)$$

Où : $\Delta P_1 = 0.2$ à 0.4 atm : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur.

III.7.2. Pression au fond de la colonne

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \quad (33)$$

Où : $\Delta P_2 = 0.3$ à 0.5 atm : Pertes de charge dues aux résistances des plateaux.

III.7.3. Pression dans la zone d'alimentation

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \quad (34)$$

III.8. Régime de température de la colonne de rectification

A la pression de service P_s (Pression au sommet de la colonne) et en utilisant l'équation d'isotherme de la phase vapeur, on détermine par approximations successives la température au sommet de la colonne.

$$\sum (Y'_{D,i} / K_i) = 1 \quad (35)$$

La température au fond de la colonne est déterminée par l'application de l'équation de l'isotherme de la phase liquide (par approximations successives)

$$\sum (K_i \cdot X'_{R,i}) = 1 \quad (36)$$

Pour la température de la charge, trois cas peuvent se présenter :

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

$$\sum (K_i \cdot X'_{L,i}) = 1 \quad (37)$$

2- Si la charge est à l'état vapeur :

$$\sum (Y'_{L,i} / K_i) = 1 \quad (38)$$

3- Si la charge est à l'état liquide – vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum X'_{0,i} = \sum (X'_{L,i} / (1 + e_0'(K_i - 1))) = 1 \quad (39)$$

$$X'_{0,i} = Y'_{0,i} / K_i \quad (40)$$

Où :

$X'_{0,i}$: concentration molaire du constituant "i" dans la phase liquide.

$Y'_{0,i}$: concentration molaire du constituant "i" dans la phase vapeur.

$X'_{L,i}$: concentration molaire du constituant "i" dans la charge .

III.9. Taux de vaporisation et les compositions des phases liquide et vapeur de la charge

Lors du calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquide et vapeur de la charge.

D'après la définition du taux de vaporisation (ou de condensation) de la charge, on a :

$$e_0' = G_0' / L \text{ d'où } G_0' = e_0' \cdot L \quad (41)$$

$$r_0' = g_0' / L \text{ d'où } g_0' = r_0' \cdot L \quad (42)$$

Où :

e_0' : Taux de vaporisation molaire de la charge.

r_0' : Taux de condensation molaire.

g_0' : Débit molaire de la phase liquide de la charge.

G_0' : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

A une pression et température données, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par approximations successives, d'après l'équation connue de **TREGOUBOV** :

$$\sum X'_{0,i} = \sum (X'_{L,i} / (1 + e_0'(K_i - 1))) = 1 \quad (43)$$

Où :

$$e_0' + r_0' = 1 \quad (44)$$

L'équation (43) peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et e_0' sont connus.

III.10. Fonctionnement à reflux

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDERWOOD :

$$(r_f)_{\min} = \phi \sum (Y'_{D,i} / (\alpha_{i,L} - \phi)) \quad (45)$$

$$(r_b)_{\min} = \sum [(\alpha_{i,L} X'_{R,i}) / (\alpha_{i,L} - \phi)] \quad (46)$$

Où :

$\alpha_{L,i}$: Coefficient de volatilité d'un constituant "i" quelconque par rapport au constituant clé lourd déterminé à la température d'entrée de la charge .

Φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives.

e_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.

La relation entre $(r_f)_{\min}$ et $(r_b)_{\min}$ est donnée par la formule suivante :

$$(r_b)_{\min} = [(D(r_f)_{\min} / L) + (1 - e_0') - R/L] / (R/L) \quad (47)$$

III.11. Taux de reflux optimal

A partir du taux de reflux opératoire choisi en tête, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît.

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND :

$$[(r_f)_{\text{op}} - (r_f)_{\min}] / ((r_f)_{\text{op}} + 1) = 0.1 \div 0.33 \quad (48)$$

Pour le rapport moyen, on aura :

$$(r_f)_{\text{op}} = 1.3(r_f)_{\min} + 0.30 \quad (49)$$

III.12. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$L \cdot h_L + Q_R = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_C \quad (50)$$

$$H_L = e_0' \cdot H_0 + (1 - e_0') \cdot h \quad (51)$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) \quad (52)$$

$$Q_C = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \quad (53)$$

Où :

Q_R : Charge thermique du rebouilleur [kcal /h].

Q_C : Charge thermique du condenseur [kcal /h].

H_L : Enthalpie de la charge [kcal /kmol].

e_0' : Taux de vaporisation de la charge [molaire].

H_0 : Enthalpie de la phase vapeur de la charge [kcal /kmol].

h_0 : Enthalpie de la phase liquide de la charge [kcal /kmol].

h_D : Enthalpie du distillat à l'état liquide [kcal /kmol].

H_D : Enthalpie du distillat à l'état vapeur (vapeur de tête de colonne) (kcal/kmol).

H_R : Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur [kcal /kmol].

h_R : Enthalpie du résidu à l'état liquide [kcal /kmol].

G_X : Débit du reflux froid [kmol /h].

G_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) [kmol /h].

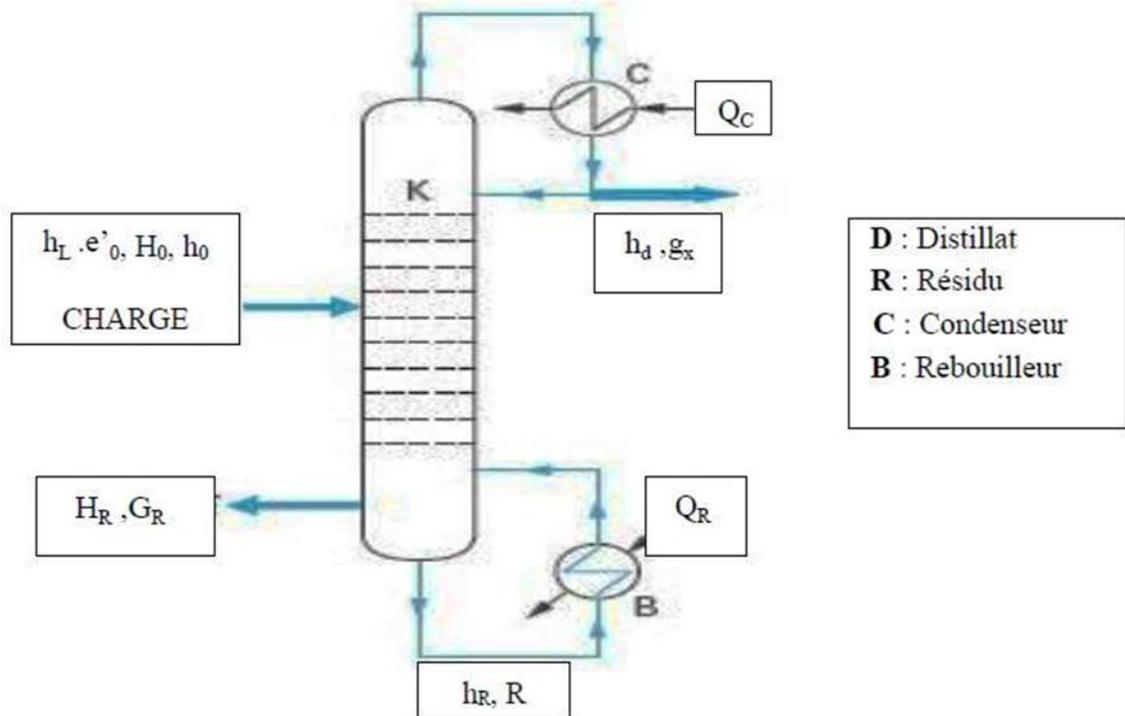


Figure III.6 : Schéma d'une installation de rectification [1]

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$G_X = (r_f)_{opt} \cdot D \quad (54)$$

$$G_R = (r_b)_{opt} \quad (55)$$

$(r_b)_{opt}$: taux de rebouillage optimal défini par :

$$(r_b)_{opt} = [(D(r_b)_{opt} / L) + (1 - e_0') - R/L] / (R/L) \quad (56)$$

Chapitre IV :
Optimisation des
paramètres de
fonctionnement du
débutaniseur

IV.1. Problématique

L'exploitation massive du gisement du gaz dans la direction ONR a entraîné une augmentation importante de la pression ainsi qu'une composition du gaz associé qui tend vers un changement graduel et significatif avec une augmentation de la richesse du GPL et Condensât qui a touché les puits exploités et des nouveaux puits (de 1200 t/j à 2700 t/j actuellement) et dans le cadre de l'élaboration du plan de développement relatif aux structure du champ d'Oued Noumer (suite à la réunion de travail qui s'est tenue le 17 mars 2021 au siège de la division production- Alger) et d'un éventuel revamping de l'actuelle usine d'Oued Noumer pour la valorisation de cette richesse.

Nous avons opté d'apporter une réponse à ce profil de gaz élevée à travers cette étude d'optimisation et simulation des paramètres et conditions de fonctionnement de la colonne débutaniseur indicées (40-C-02).

IV.2. Méthodologie de travail

Dans ce travail, nous présentons une étude d'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de débutaniseur au niveau de la direction d'exploitation ONR en adoptant la méthodologie suivante :

Optimisation des paramètres de fonctionnement du cas actuel avec le cas simulé :

- Vérification des paramètres du cas actuel à travers l'outil HYSYS
- Comparaison et interprétation des résultats obtenus par simulateur
- Validation du modèle choisi

Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne par réduction du taux de reflux :

- Optimisation des paramètres
- Résultat et interprétation du taux de reflux sur le rendement et les spécifications
- Choix de l'optimum
- Présentation et interprétation des profils des différents paramètres du débutaniseur
- Conclusion

Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne par augmentation progressive de la charge :

- Optimisation des paramètres
- Résultat et interprétation de l'influence de la Variation de l'alimentation sur les spécifications du GPL et Condensat

➤ Conclusion

Conclusion générale et recommandation

IV.3. Présentation du logiciel HYSYS

IV.3.1. Définition de la simulation

Les simulateurs de procédés, utilisés classiquement dans l'industrie, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, ainsi que des équations d'équilibres thermodynamiques. Ils sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation). Pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires, il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi tous ces simulateurs disposent d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur, etc.). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges. Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants [23] :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques,
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD Process Flow Diagram),
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement et les réacteurs chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble des méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

Avec cette base de données, les ingénieurs peuvent développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations, décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions chimiques, les propriétés des substances et des mélanges. Ils peuvent aussi communiquer avec d'autres applications comme Excel, Visual Basic et Matlab [23].

IV.3.2. Modes de fonctionnement des simulateurs

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur : statique (ou stationnaire) et dynamique. Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent (à l'équilibre), tandis que les simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles. Les simulateurs industriels les plus connus mondialement est [24, 25].

- Les simulateurs statiques comprenant, entre autres :
- Simulation Science "Simsci" : société américaine à l'origine, britannique depuis son rachat par le groupe industriel Invensys.
- Aspen Technology "AspenTech" : société américaine.
- Hyprotech : société canadienne à l'origine, devenue britannique lors de son rachat par le groupe industriel AEA.

Il est à noter que ces deux derniers fournisseurs ne forment plus qu'un seul groupe depuis l'été 2002 sous l'appellation AspenTech; les deux produits, AspenPlus et HYSYS, continuant pour le moment à être commercialisés sous leur appellation d'origine [24].

- Les simulateurs dynamiques comprenant :
- HYSYS (Hyprotech),
- ASPEN DYNAMICS (Aspen Technologies),
- Design II de (WinSim),
- DYMSYM (Simulation Sciences Inc).

Selon Winter [25] les simulateurs dynamiques sont en passe de se substituer aux simulateurs en régime permanent. Par exemple, HYSYS (Hyprotech) peut passer de la simulation d'un régime permanent à celle d'un régime transitoire (dynamique) par un seul « click » sur un bouton.

Néanmoins, tout procédé ne peut être simulé à l'aide de ces simulateurs industriels. En effet, dans le cas de la mise au point de nouveau procédé, il est généralement nécessaire de disposer de son propre simulateur. Le concept est le même, sur la base des propriétés

Thermodynamiques des corps purs impliqués dans l'opération et des modèles thermodynamiques. Il y a résolution des équations de bilan de matière et d'énergie et des relations d'équilibre constituant le modèle. La différence vient du fait que généralement seules les propriétés des corps présents dans le procédé chimique considéré sont détaillées et que l'environnement de développement est moins convivial. On parlera de simulateur dédié (spécifique à un procédé donné). Il a l'avantage de pouvoir avoir une maîtrise totale sur la façon d'écrire les équations du modèle et de les résoudre.

IV.3.3. Concept et caractéristiques du simulateur HYSYS

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle. C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements « Event driven » : c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible. De même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. En outre, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS (figure VI.1) [24].

- **Flowsheet** : c'est un ensemble d'objets « Flowsheet Eléments » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamiques.
- **Fluid Package** : ce simulateur possède une architecture multi-Flowsheet. préalablement On peut construire des Flowsheets pour les utiliser dans une autre simulation, ou organiser la description de procédés complexes en le scindant en sous-Flowsheets qui sont des modèles plus concis (ceci permet de hiérarchiser un processus très complexe). Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « Process Flow Diagram » « PFD », un « Workbook ».

Il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.

Chapitre IV : Optimisations des paramètres de fonctionnement de débutaniseur

- **Process flux diagram** : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.
- **Classeur** : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- **Bureau** : c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception
- **Vue de la propriété** : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant).
- **Simulation Cas** (fichier de simulation) : c'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowsheets » et « Flowsheet Eléments » qui constituent le modèle.

The screenshot shows the 'Performance' window in HYSYS. The title bar indicates 'Column: T-100 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson'. The 'Performance' tab is active, showing a summary of feed and product flows. The 'Feeds' section shows a single feed stream named 'alimentation' with a flow rate of 5.900000e+04 kg/h. The 'Products' section shows two streams: 'distillat' with a flow rate of 4.164194e+04 kg/h and 'Residut' with a flow rate of 1.735806e+04 kg/h. The composition of each stream is listed in terms of mass fractions for various hydrocarbons.

Feeds		Products	
	alimentation	distillat	Residut
Flow Rate (kg/h)	5.900000e+04	4.164194e+04	1.735806e+04
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0015	0.0021	0.0000
Propane	0.3741	0.5301	0.0000
i-Butane	0.1139	0.1614	0.0001
n-Butane	0.2169	0.3056	0.0042
i-Pentane	0.0686	0.0008	0.2314
n-Pentane	0.0893	0.0000	0.3033
n-Hexane	0.1356	0.0000	0.4610

At the bottom of the window, there are buttons for 'Delete', 'Column Environment...', 'Run', and 'Reset'. A green status bar on the right indicates 'Converged'.

Figure IV.1 : Interface performance

Chapitre IV : Optimisations des paramètres de fonctionnement de débutaniseur

Material Stream: alimentation

Worksheet	Attachments	Dynamics
Worksheet	Stream Name	alimentation
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.4973
Properties	Temperature [C]	80.00
Composition	Pressure [kPa]	1375
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1061
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	5.900e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	104.7
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.280e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	133.2
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1.358e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	103.4
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Figure IV.2 : Interface HYSYS condition

Column: T-100 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design	Parameters	Side Ops	Internals	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet	Name	alimentation @COL1	distillat @COL1	Residut @COL1					
Conditions	Vapour	0.4973	0.0000	0.0000					
Properties	Temperature [C]	80.00	54.59	155.0					
Compositions	Pressure [kPa]	1375	1350	1400					
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1061	838.5	222.8					
	Mass Flow [kg/h]	5.900e+004	4.164e+004	1.736e+004					
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	104.7	77.64	27.01					
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.280e+005	-1.279e+005	-1.582e+005					
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	133.2	99.51	147.4					
	Heat Flow [kJ/h]	-1.358e+008	-1.073e+008	-3.525e+007					

Delete Column Environment... Run Reset Converged

Figure IV.3 : Interface HYSYS feuille de travail

IV.3.4. Le choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide-vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transport. La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions P et T recommandées. Parmi les équations d'état usuelles, on distingue l'équation de **Peng-Robinson**. Cette équation est considérée adéquate pour le calcul d'équilibre liquide-vapeur des systèmes composés d'hydrocarbures. Les améliorations apportées par ASPENTECH à cette équation d'état lui permettent d'être très fiable pour une variété de système sur un large domaine de conditions. Elle résout rigoureusement tous les systèmes composés d'une seule phase, de deux phases ou un système à trois phases avec haut degré d'efficacité et de précision, et est applicable sur une grande gamme de conditions, cette équation est donnée par la formule suivante [26] :

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

Les différentes Equations d'état de Peng-Robinson [26] :

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (4B - 2B^2 - 3B) = 0$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i \quad ; \quad b_i = 0.0778 \frac{Rt_{ci}}{P_{ci}}$$

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

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

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

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

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

A, B : constantes liées à la température et à la pression avec

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad \text{Et} \quad B = \frac{bP}{RT}$$

A, b : constantes liées à la température et pression critiques.

Z : coefficient de compressibilité.

N_i : nombre de moles du constituant i.

R : constante des gaz parfaits.

T_{ci} : température critique du constituant i.

P_{ci} : pression critique du constituant i.

Chapitre IV : Optimisations des paramètres de fonctionnement de débutaniseur

K_{ij} : coefficient d'interaction binaire.

x_i, x_j : Fractions molaires des constituants i et j .

T_{ri} : température réduite.

IV.3.5. Structure général du HYSYS

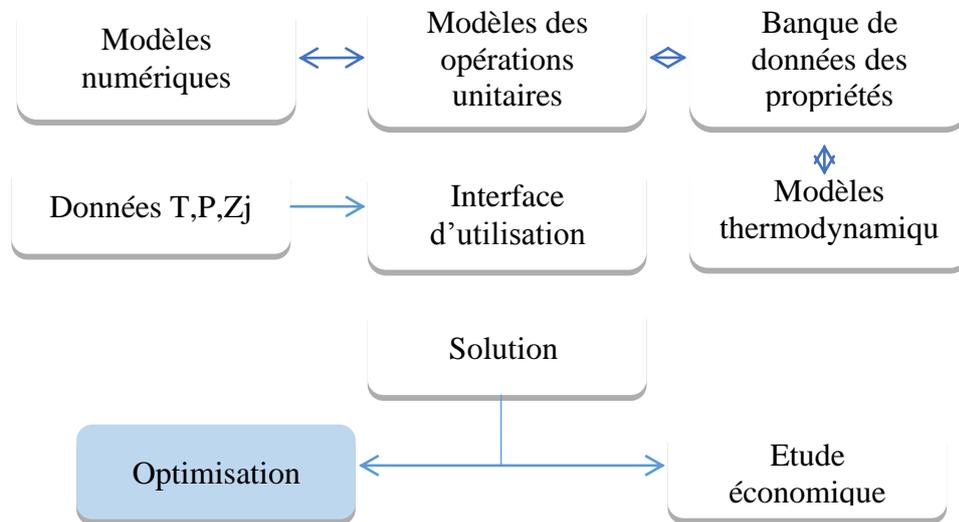


Figure IV.4 : Structure général de HYSYS [26]

IV.4. Optimisation des paramètres de fonctionnement du cas actuel avec cas simulé

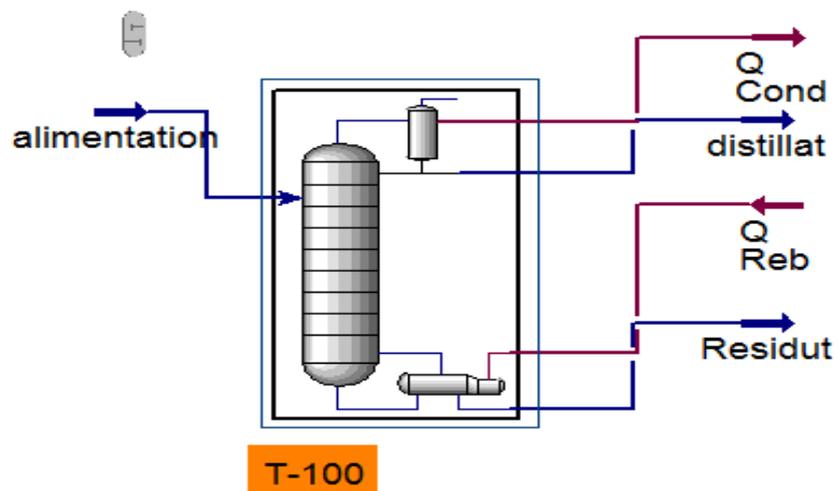


Figure IV.5 : Interface HYSYS schéma de procédés

Chapitre IV : Optimisations des paramètres de fonctionnement de débutaniseur

IV.4.1. vérification du cas actuel à travers l'outil de simulation HYSYS

Dans cette première étape, notre objectif est de tester la validité du modèle thermodynamique choisi (Peng-Robinson) pour son utilisation ultérieure.

Tableau IV.1 : Paramètre de fonctionnement de la colonne du cas actuel

Paramètre de fonctionnement	Cas actuel
Température d'alimentation (°C)	80
Pression d'alimentation bar	13.5
Débit massique kg/h	15E+0.4

Tableau IV.2 : Composition de la charge du cas actuel

Constituants	molaire
C ₁	0
C ₂	0.0015
C ₃	0.3741
iC ₄	0.1139
nC ₄	0.2169
iC ₅	0.0686
nC ₅	0.0893
nC ₆	0.1356

IV.4.2. Résultats

Les résultats obtenus sont représentés dans les tableaux suivant :

Tableau IV.3 : Composition du distillat

Composition	Y _{Di}		
	Actuel	Actuel Simulé	Ecart
Cas			
C ₁	0,0	0	0
C ₂	0,0034	0,0034	0
C ₃	0,5955	0,5972	0,0017
iC ₄	0,1376	0,1380	0,0004
nC ₄	0,2619	0,2612	0,0005
iC ₅	0,0016	0,0001	0,0016
nC ₅	0	0	0
La somme	1	1	0

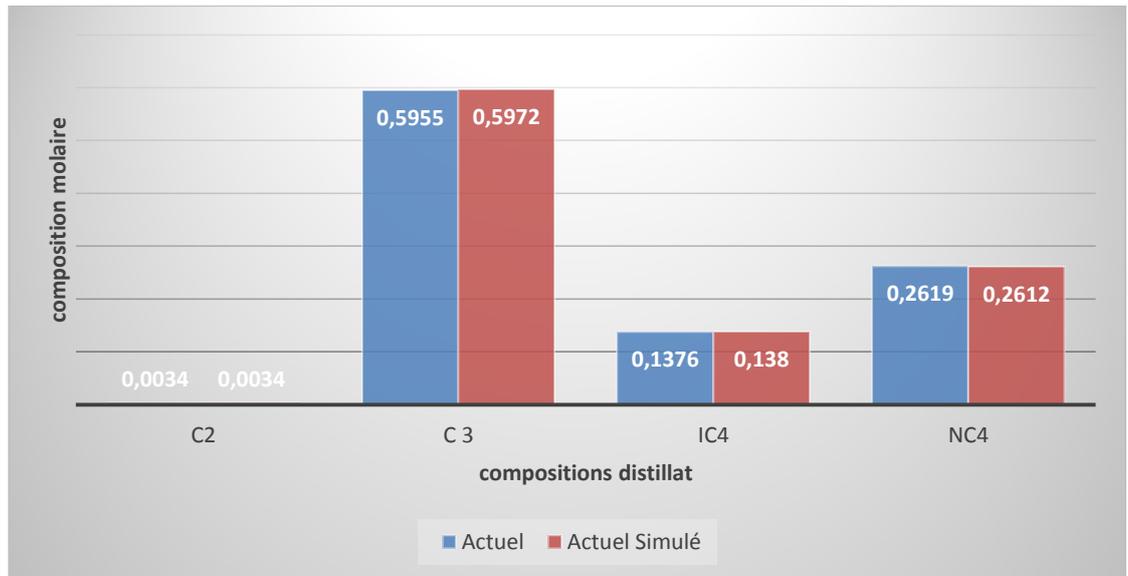


Figure IV.6 : Comparaison entre le cas actuel et simulé de la tête débutaniseur

Tableau IV.4 : Comparaison des données de distillat

Paramètres Cas	T (°C)	P (bar)	D' (kmole /h)	WD (kj/h)
Actuel simulé	54.57	13.5	213.1	2.726×10^7
Actuel	54,64	13.5	213.7	2.736×10^7
Ecart	0.09	0	0.6	0.01

Tableau IV.5 : Composition du résidu

Composition Cas	Y'_i		
	Actuel	Actuel Simulé	Ecart
C ₁	0	0	0
C ₂	0	0	0
C ₃	0	0	0
iC ₄	0	0	0
nC ₄	0	0.0051	0,0051
iC ₅	0.2485	0.2515	0,003
nC ₅	0.3307	0.3272	-0,0035
nC ₆	0.4208	0.4161	-0,0047
La somme	1	1	

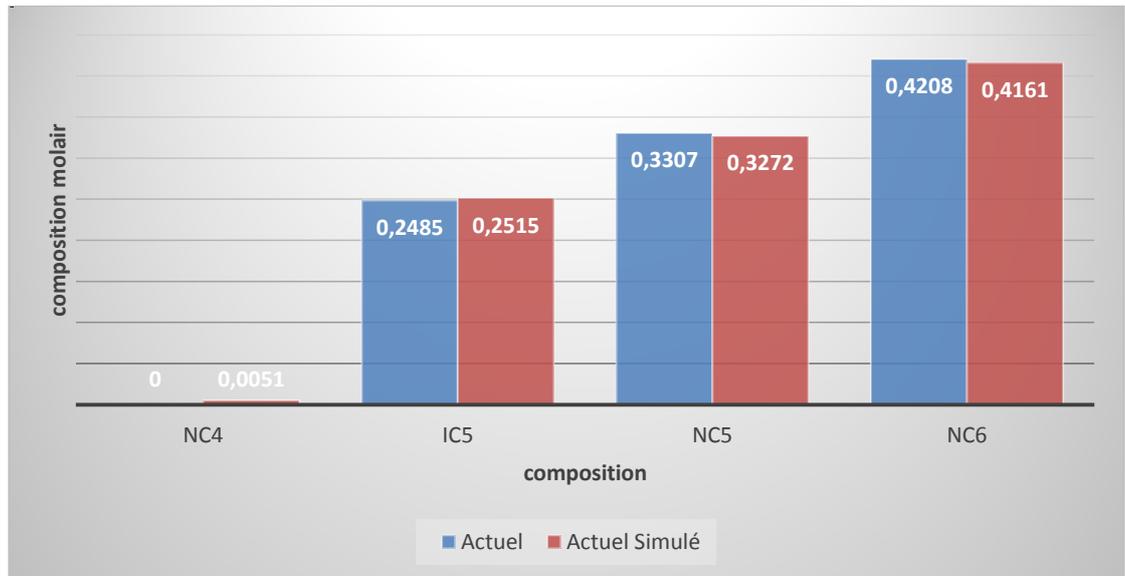


Figure IV.7 : Comparaison entre le cas actuel et simulé du fond débutaniseur

Tableau IV.6 : Comparaison des données de résidu

	T (°C)	P (bar)	R' (kmole /h)	W _R (kJ/h)
Cas Actuel simulé	155	14	56.73	8,978 X10 ⁶
Cas Actuel	155.5	14	56.09	8.88X10 ⁶
Ecart	0.5	0	0.66	0.09

IV.4.3. interprétation

D'après les résultats ci-dessus, nous remarquons que les paramètres du cas Simulé sont presque identiques aux données du cas actuel, donc on peut dire que le modèle utilisé par notre simulateur nous donne des résultats satisfaisants et peut être généralisé pour étudier le cas actuel.

IV.5. Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne par réduction du taux de reflux

IV.5.1. Optimisation des paramètres

Lors de notre travail d'optimisation, on s'est basé sur la variation du taux de reflux de la colonne en diminuant graduellement ce dernier, prenant comme valeur de départ, **le cas actuelle (R_f=2 ; débit d'alimentation 15T/h)** toute en respectant la conformité des produits en normes exigées. Quand les spécifications des produits dépassent les normes on arrête.

Pour le distillat (GPL) :

- ✚ Teneur max de C₂₋ = 3%.
- ✚ Teneur max en iC₅H₁₂ dans le distillat :(Y[']DiC₅= 0,462% molaire).

Pour le résidu (condensat) :

Chapitre IV : Optimisations des paramètres de fonctionnement de débutaniseur

✚ Teneur max de $C_4^- = 1.38\%$.

Les résultats de l'évolution des différents paramètres en fonction du taux de reflux de la colonne sont donnés dans les deux tableaux suivant :

IV.5.2. Résultat et Interprétation

Tableau IV.7 : Influence de la variation du taux de reflux sur les spécifications du GPL et condensat.

Taux de reflux	Taux d'entrainement de C_2 (GPL) % molaire	Taux d'entrainement de C_{5+} (GPL) % molaire	Taux d'entrainement de C_4 (condensat) % molaire
2.2	0.34	0	0.5
2.1	0.34	0	0.50
2.0	0.34	0	0.50
1.8	0.34	0	0.50
1.6	0.34	0	0.51
1.4	0.34	0	0.52
1.2	0.34	0.02	0.53
1.1	0.35	0.03	0.55
1.05	0.35	0.03	0.55
1.0	0.34	2.65	0.01

Interprétation :

On remarque que les spécifications demandé pour le GPL et le condensat restent dans les normes malgré la diminution conséquente du taux de reflux de 1.0 à 2.2.

On remarque que le taux de reflux 1.0 représente le taux de reflux minimum dans lequel on a un entrainement de C_5^+ dans le GPL (2.65) à la limite du taux maximum toléré.

Tableau IV.8 : Influence de la variation du taux de reflux sur les énergies du condenseur et rebouilleur.

Taux de reflux	Q condenseur (KJ/h) 10^7	Q rebouilleur (KJ/h) 10^7
2.2	2.726	0.8978
2.1	2.726	0.8979
2.0	2.726	0.8978
1.8	2.726	0.8978
1.6	2.726	0.8977
1.4	2.726	0.8977
1.2	2.726	0.8973
1.1	2.727	0.8969
1.05	2.727	0.8969
1.0	2.287	0.8016

Chapitre IV : Optimisations des paramètres de fonctionnement de débutaniseur

Interprétation :

On remarque que l'énergie de rebouilleur diminue en fonction de la diminution du taux de reflux.

On remarque que l'énergie dépensé par le condenseur est stable.

Tableau IV.9 : Influence du taux de reflux sur le rendement du GPL et condensat.

Taux de reflux	Production du GPL Tonne/h	Production du condensât Tonne/h
2.2	10.58	4.420
2.1	10.58	4.420
2.0	10.58	4.420
1.8	10.58	4.420
1.6	10.58	4.420
1.4	10.58	4.420
1.2	10.58	4.420
1.1	10.59	4.410
1.05	10.73	3.988

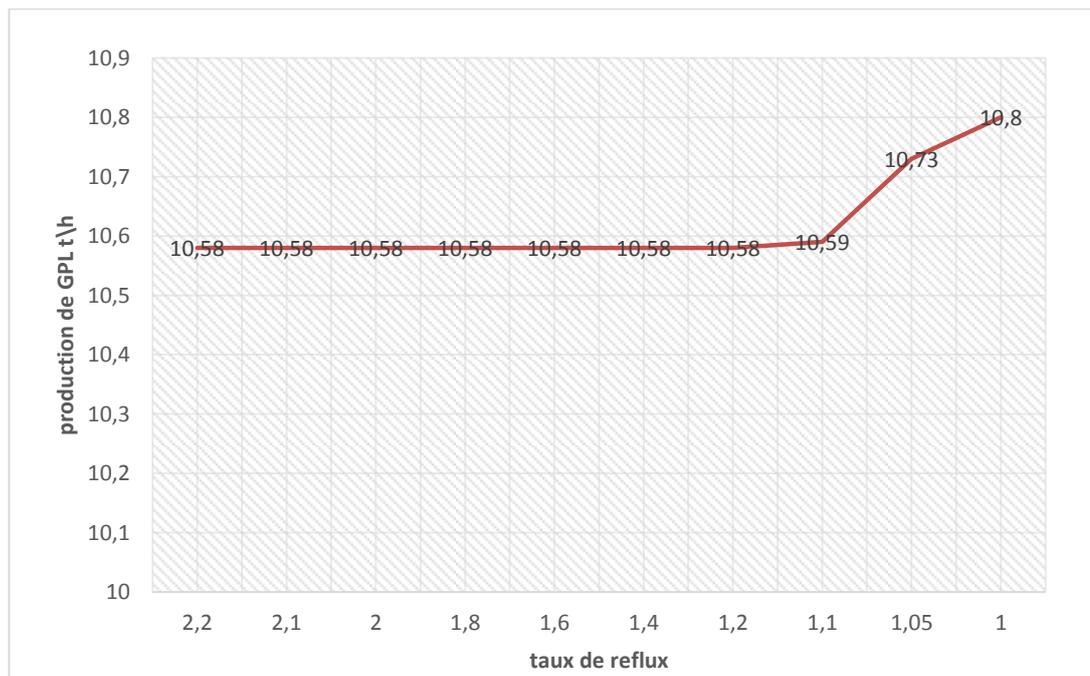


Figure IV.8 : Variation de la production GPL en fonction du taux de reflux.

Interprétation :

On remarque que le rendement du GPL augmente avec la diminution du taux de reflux et que le rendement du condensat diminue.

IV.5.3. Choix de l'optimum

Le choix de l'optimum se fait en tenant compte des spécifications annoncées préalablement et du rendement maximum de GPL sont dépense énergétique.

D'après les résultats obtenus précédemment, le taux de reflux 1.05 % est le point optimum recherché pour les raison suivante :

- Le débit du GPL optimisé est supérieur au cas actuel

Tableau IV.10 : Variation du rendement de la colonne dans le cas actuel et optimisé avec le taux de reflux.

Taux de reflux	Production du GPL Tonne/h	Production du condensât Tonne/h
2.0	10.58	4.420
1.05	10.73	3.988

- Les spécifications demandées sont respecté

Tableau IV.11 : Variation des spécifications du GPL et condensat dans le cas actuel et optimisé avec le taux de reflux.

Taux de reflux	Taux d'entrainement de C ₂ (GPL) % molaire	Taux d'entrainement de C ₅₊ (GPL) % molaire	Taux d'entrainement de C ₄ (condensat) % molaire
2.0	0.34	0	0.50
1.05	0.35	0.03	0.55

- la différence du taux de reflux entre l'actuel et optimisé est importante

Tableau IV.12 : Variation du taux de reflux actuel et optimisé

	Cas actuel	Optimisé
Taux de reflux	2.0	1.05

- Diminution de l'énergie dépensée par le rebouilleur.

Tableau IV.13 : Variation de l'énergie du rebouilleur avec le taux de reflux

Taux de reflux	Q rebouilleur (KJ/h) 10+7
2.0	0.8978
1.1	0.8969

IV.5.4. Présentation et interprétation du profil de débit liquide et vapeur le long du débutaniseur au le cas actuel et optimisé.

Profil des débits :

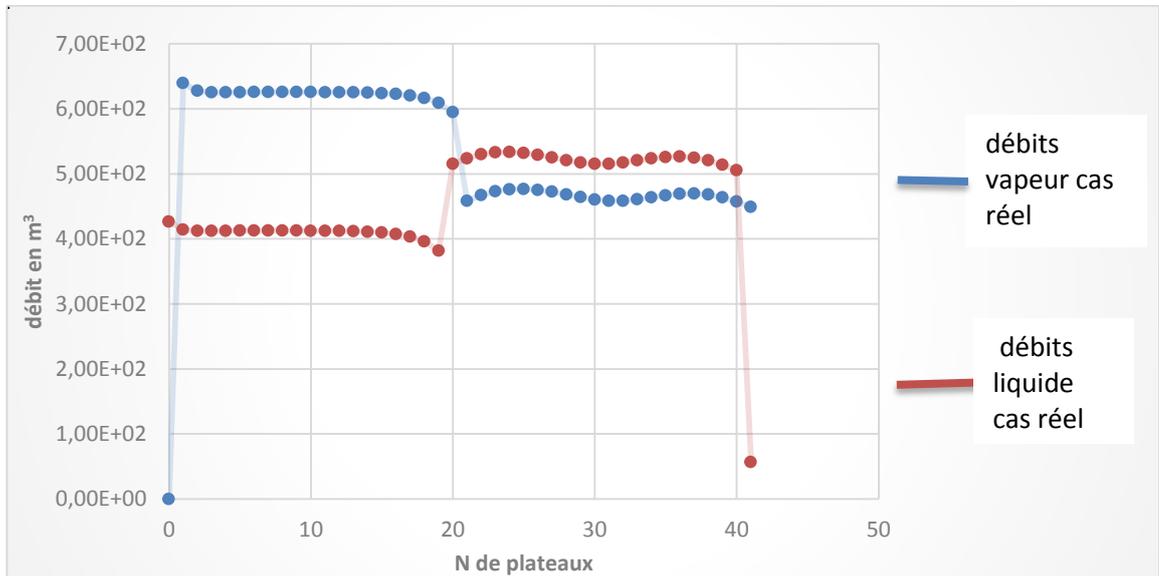


Figure IV.9 : Profil des débits liquide et vapeur le long du débutaniseur pour le cas actuel.

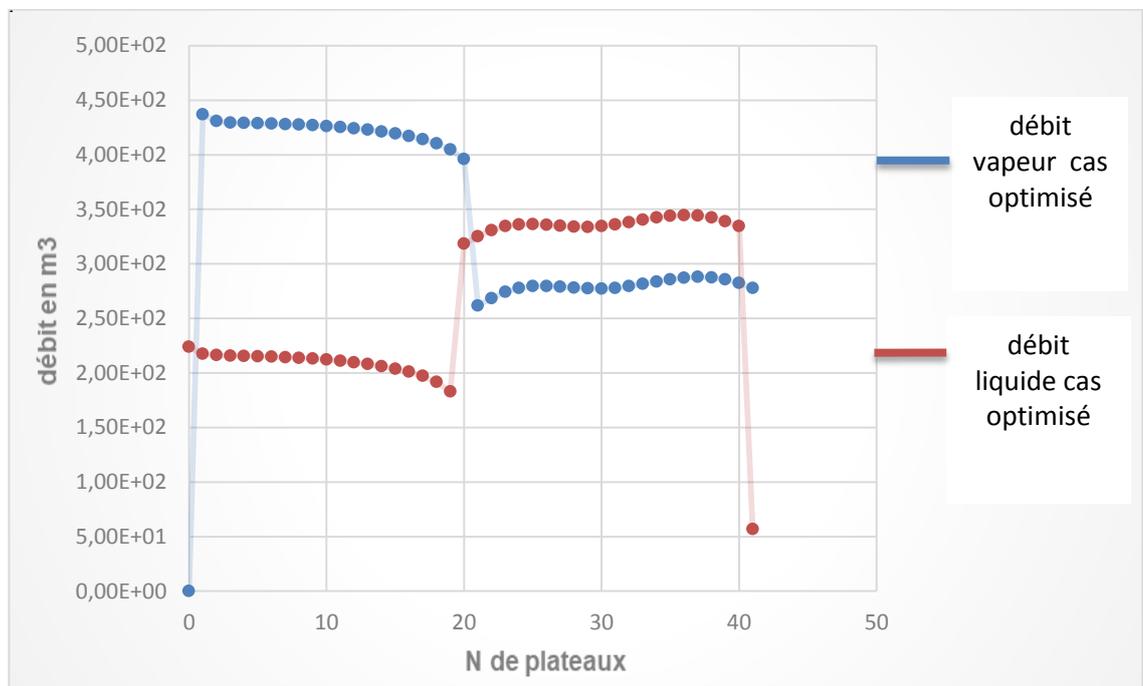


Figure IV.10 : Profil des débits liquide et vapeur le long du débutaniseur pour le cas optimisé.

Interprétation :

Les figures précédentes montrent que le profil des débits volumiques liquide et vapeur pour les deux cas présente une stabilité dans les deux sections de la colonne (la zone de rectification et la zone d'épuisement), les lignes parallèles expliquent l'équilibre liquide-vapeur dans chaque plateau, il reste à remarquer une rupture du profil au niveau du plateau d'alimentation (20^{ème} plateau) qui est due aux conditions d'admission de la charge qui sont différentes de celles du plateau.

On remarque qu'au niveau du dernier plateau, le débit de la phase liquide est très important par rapport à la phase vapeur. Tandis qu'au niveau du premier plateau, le débit de la phase vapeur est supérieur à la phase liquide

On remarque une augmentation du débit de gaz dans le cas optimisé dans la zone d'enrichissement qui est due à l'augmentation du rendement de distillat (GPL) et par conséquence une diminution du débit liquide dans la zone d'épuisement (condensat).

IV.5.5. Conclusion

Dans cette partie on a vu que l'optimisation des paramètres de fonctionnement du débutaniseur par réduction progressive du taux de reflux froid a permis de maximiser le rendement en distillat (GPL) et de diminuer l'énergie déployée par le rebouilleur tout en respectant les spécifications demandées.

IV.6. Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne par augmentation progressive de la charge

IV.6.1. Optimisation des paramètres

Suite à l'augmentation de la richesse en hydrocarbures liquides du gaz du gisement. Cette partie est consacrée à l'étude de l'influence de la variation du débit d'alimentation sur les spécifications et les paramètres des produits finis du débutaniseur, et enfin à la détermination des limites de fonctionnement de cette dernière.

IV.6.2. Résultats et Interprétation :

Les résultats obtenus sont portés sur le tableau suivant :

Tableau IV.14 : Influence du débit d'alimentation de la colonne sur le rendement du GPL et condensât.

Débit Alimentation T/h	Distillat T/h GPL	Résidu Condensât T/h	OBSERVATION
---------------------------	-------------------------	----------------------------	-------------

Chapitre IV : Optimisations des paramètres de fonctionnement de débutaniseur

15	10.4	4.6	ON-Spec
25	17.12	7.78	ON-Spec
35	24.11	10.89	ON-Spec
45	31.54	13.46	ON-Spec
55	38.56	16.44	ON-Spec
59	41.36	17.64	ON-Spec
60	42.06	17.94	Off-Spec
62	24.71	19.29	Off-Spec
65	44.77	20.23	Off-Spec

Tableau IV.15 : Influence du débit d'alimentation de la colonne sur les spécifications du GPL et condensât.

Débit Alimentation T/h	C ₄₋	C ₂₋	C ₅₊	OBSERVATION
	% Condensât	%(GPL)	%(GPL)	
	1.38%	3%	0.4%	
15	0.7%	0.35%	0.1%	ON-Spec
25	0.7%	0.35%	0.1%	ON-Spec
35	0.13	0.35%	0.12%	ON-Spec
45	0.2%	0.35%	0.1%	ON-Spec
55	0.4%	0.35%	0.2%	ON-Spec
59	0.4%	0.35%	0.2%	ON-Spec
60	7.4%	0.35%	0.2%	Off-Spec
62	7.4%	0.35%	0.1%	Off-Spec
65	7.4%	0.35%	0.1%	Off-Spec

Les tableaux suivants montrent que malgré une augmentation importante du débit jusqu'à 59 T/h, les spécifications du GPL et condensât sont aux normes demandé.

On remarque que l'augmentation du débit d'alimentation de la colonne fait augmenter la teneur du Condensat en C₄₋ jusqu'au débit d'alimentation 60T/h ou la teneur n'est plus admissible, suivants les spécifications.

IV.6.3. Conclusion

D'après les résultats ci-dessus on peut affirmer que la colonne débutaniseur assura une bonne rectification avec l'augmentation de la richesse et du débit de gaz au niveau du centre de production ONR.

Les paramètres de fonctionnement actuelle de la colonne sont nettement inférieurs à la capacité de traitement, donc l'augmentation du débit d'alimentation n'a pas d'effet sur les spécifications du distillat et résidu jusqu'au débit de 59T/h.

Conclusion générale

Conclusion générale

Les travaux réalisés pendant dans ce mémoire qui consiste à optimiser les paramètres de fonctionnement de la colonne débutaniseur au niveau du centre de production d'Oued Noumer (à savoir la production du GPL et condensat) ont donnés des valeurs jugées satisfaisantes au terme de la production du GPL et condensat.

L'étude est basée sur la simulation de la colonne par le logiciel HYSYS 9.1 en tenant compte des dimensions et caractéristiques de la colonne (40-TC-2) en utilisant l'équation thermodynamique Peng-Robinson comme modèle thermodynamique.

L'objectif de ce travail présenté dans ce mémoire est double. D'une part il s'agisse d'optimisés les paramètres de fonctionnement du débutaniaseur par réduction progressive du taux de reflux froid qui a permis :

- ✓ **De maximisé le rendement en distillat (GPL), dans les spécifications demandé et Récupérer un maximum de GPL avec un gain de l'ordre de 1314 T/an.**
- ✓ **Diminuer l'énergie consommée par le rebouilleur 9000 Kj/h.**

D'autre part, et étant donnée l'augmentation progressive de la richesse en GPL et condensat, une étude de l'influence de la variation du débit de l'alimentation de la colonne sur les spécifications du GPL et condensat a été réalisée, où nous nous sommes focalisés sur un cas limite du fonctionnement de la colonne ce qui a permis :

- ✓ **D'affirmer que la colonne débutaniseur assura une bonne rectification avec l'augmentation de la richesse et du débit de gaz.**
- ✓ **Les paramètres de fonctionnement actuelle de la colonne sont nettement inférieurs à la capacité de traitement, donc l'augmentation du débit d'alimentation n'a pas d'effet sur les spécifications du distillat et résidu jusqu'au débit de 59T/h.**

A l'issue de ce travail, nous avons formulé les recommandations suivantes :

- ✚ Rétablir (avec une étude approfondie) les calculs de fonctionnement de la colonne avec des compositions et des débits adaptés et optimisés selon les prochaines compositions enrichies.

Conclusion générale

- ✚ Munir la colonne débutaniseur des analyseurs en ligne afin de permettre à l'exploitant d'intervenir sur les paramètres d'exploitation déjà prédit par l'étude approfondie.
- ✚ Prévoir la valorisation du condensat en installant une unité de stockage, recyclage et expédition vers HRM.
- ✚ Intégré au système d'exploitation un simulateur off ligne(OTS) pour mieux former les tableautistes au différent cas de figure de variation des paramètres de fonctionnement de la colonne.

Bibliographie

- [1] : Mr Boudraf hamza, étude d'influences du paramètre actuel sur le rendement de débutaniseur d'oued noumer, mémoire fin de formation ingénieur spécialisé en exploitation- mai 2017.
- [2] : REVUE TRIMESTRIEL DE SONATRACH, Revue n°15.Décembre 2002.
- [3] : IEA (International Energy Agency) (2020) Key World energy statistics 2020. <https://www.iea.org/reports/key-world-energy-statistics-2020>. All rights reserved.
- [4] : Alexandre ROJEY, Le GAZ NATUREL - Production Traitement Transport, Editions Technip, Paris, 1994, Pages : 74-76.
- [5] : Le gaz Natural production traitements transports ; préférence de Lucien SAJUS directeur, délégué général technique président de la communication gaz du comité d'étude pétrolières et Marines (CEPM). Editions technique 27 rue ginoux 75737 Pariscedex 15.
- [6] : L'association Cedigaz a été créée en 1961 par un groupe de compagnies gazières internationales et l'Institut français du pétrole (IFP) et regroupe aujourd'hui 140 membres répartis dans 120 pays. Présentation de Cedigaz.
- [7] : Mr BAYOUCHE Boudjemaa, thème : Vérification des paramètres de fonctionnement du sécheur de gaz lourd au niveau de ROURDE NOUSS, Mémoire fin de formation, année 2014.
- [8] : Mr BABKER Ahmed, thème : Vérification des calculs avec les paramètres de la colonne de stabilisation du condensat (train 10) au niveau de ROURDE NOUSS, Mémoire fin de formation, année 2014.
- [9] : Mr ZERNIZ Brahim, Thème : OPTIMISATION DES PARAMÈTRES DE FONCTIONNEMENT D'UN DEBUTANISEURE, UNIVERSITE LARBI BEN M'HIDI OUM EL BOUAGHI, MEMOIRE EN VUE DE L'obtention DU DIPLOME DE MASTER Promotion 2015/2016.
- [10] : Mr KERBOUCHE Ali et Mr KAABOUCHE Boumadiane, Thème : Vérification et optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne du débutaniseur T202 à HASSIR'MEL MPP1, UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA, Mémoire Présenté pour l'obtention du diplôme de MASTER, Année Universitaire : 2015/2016.
- [11] Cite wibe: <https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-de-petrole-liquefies-gpl>.
- [12] Conférence sur Le GPL (1997), «Séminaire sur le développement et la production du GPL », Hassi Messaoud. Janvier 2000.
- [13] Mr BENCHINOUNE Rochdi, thème : Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de production GPL au niveau de ROURDE NOUSS,

Mémoire fin de formation année 2014.

- [14] Revue SONATRACH, Rapport annuel 2010, p18.
- [15] Résumé des journées scientifique et techniques. Alger. Avril 1998.
- [16] Cite web : <https://www.financialafrik.com/2022/01/05/algerie-la-sonatrach-projet-un-investissement-de-40-milliards-de-dollars/>
- [17] Yakoub Allaoua Goffi, Thème : Exploitation, amélioration du rendement et correction de la perte de flamme aux fours de stabilisation, mémoire fin de formation ingénieur spécialisé en exploitation-janvier 2018.
- [18] «Sonatrach,» [En ligne]. Available : <http://www.sonatrach.com>.
- [19] SOFREGAZ, OUED NOUMER RECUPERATION DES GAZ ASSOCIES - Manuel Opérateur, Clichy :SOFREGAZ.
- [20] Manuel opératoire de l'unité d'extraction du GPL des gaz associés ONR, 1996
- [21] A.SKOBLO, I.TREGOUBOV, N.EGOROV :« Méthodes et appareils de l'industrie du pétrole. » Edition « Etudes supérieures. » MOSCOW.
- [22] G.Crabol : Transfert de matière et de transfert de chaleur, « Les équipements des unités pétrolières ».
- [23] HYSYS, Manuel Reference Hyprotech, version 1.0, (1995).
- [24] HYSYS, Manuel Customization Guide version 3.1, Hyprotech (2002).
- [25] HYSYS, Manuel Get Started version 3.1, Hyprotech (2002).
- [26] Mr Mokrane yazid, thème : Optimisation des paramètres de fonctionnement du débutaniseur du GTFT, mémoire fin d'étude pour l'obtention d'ingénieur d'état, boumerdes, promotion 2012/2013.
- [27] L.CHEBLI ; Y.ABBASSI ; « Calcul des paramètres de fonctionnement du Dépropaniseur (unité 38); traitement de GPL "MODULE III À HASSI R'MEL" » ; Mémoire de fin d'étude en vue de de l'obtention du diplôme Master En Génie des procédés ; UniversitéMOHAMED KHIDER BISKRA, Juin 2012.

Annexes

Annexe 1 : Données caractéristiques pour le calcul des plateaux de la colonne 40-c-02.

 CTIP <small>compagnia tecnica internazionale progetti s.p.a.</small>		SONATRACH - ALGERIE	PROJ.: P2023A																																																																															
DONNEES CARACTERISTIQUES POUR LE CALCUL DES PLATEAUX DE LA COLONNE 40-C-02		EXTRACTION DU G.P.L. DES GAZ ASSOCIES	F/D = $\phi 4\phi$ D $\phi 6$ R.d.A.: D. $\phi 4\phi 1$																																																																															
		OUED NOUMER	Feuille 1 de 1 Rev.: 1																																																																															
<p>COLONNE REPERE : 40 - X - 02 DESIGNATION : DEBUTANISEUR</p> <p>SECTION :</p> <table border="0"> <tr> <td>NOMBRE DES PLATEAUX :</td> <td>1 - 21 (2)</td> <td>22 - 40 (3) (4)</td> </tr> <tr> <td>TYPE DU PLATEAU :</td> <td>A CLAPETS</td> <td>A CLAPETS</td> </tr> <tr> <td>DIAMETRE mm :</td> <td>2600</td> <td>3100</td> </tr> <tr> <td>ESPACEMENT DES PLATEAUX mm :</td> <td>550 (1)</td> <td>600 (1)</td> </tr> <tr> <td>NOMBRE DES PASSES :</td> <td>2</td> <td>2</td> </tr> <tr> <td>PERTE DE CHARGE ADMISSIBLE PAR PLATEAU mm Hg :</td> <td>5</td> <td>5</td> </tr> <tr> <td>MATERIAU DU PLATEAU :</td> <td>A.240Tp.304</td> <td>A.240Tp.304</td> </tr> <tr> <td>MATERIAU DU CLAPET :</td> <td>A.240Tp.304</td> <td>A.240Tp.304</td> </tr> </table> <p>CONDITIONS AU PLATEAU No. : 7 38</p> <p>VAPEUR AU PLATEAU :</p> <table border="0"> <tr> <td>TEMPERATURE oC :</td> <td>86</td> <td>149</td> </tr> <tr> <td>PRESSION BAR G :</td> <td>15.4</td> <td>15.6</td> </tr> <tr> <td>FACTEUR DE COMPR. (Z) :</td> <td>0.75</td> <td>0.7</td> </tr> <tr> <td>TEMPERATURE CRITIQUE oC :</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>PRESSION CRITIQUE BAR G :</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>DENSITE KG/M3 :</td> <td>39</td> <td>48.1</td> </tr> <tr> <td>DEBIT KG/HR :</td> <td>146010</td> <td>172600</td> </tr> </table> <p>LIQUIDE DU PLATEAU :</p> <table border="0"> <tr> <td>TEMPERATURE oC :</td> <td>85</td> <td>146</td> </tr> <tr> <td>TENSION SUPERFICIELLE DYNE/CM :</td> <td>4.2</td> <td>3.2</td> </tr> <tr> <td>VISCOSITE cP :</td> <td>0.08</td> <td>0.08</td> </tr> <tr> <td>DENSITE KG/M3 :</td> <td>466</td> <td>460</td> </tr> <tr> <td>DEBIT KG/HR :</td> <td>84350</td> <td>188160</td> </tr> <tr> <td>MOUSSAGE :</td> <td>0,9</td> <td>0,9</td> </tr> </table> <p>GENERALITE CAPACITE A RAPPORT VAPEUR-LIQUIDE CONSTANT COMME POUR CENT DU DEBIT DE CALCUL :</p> <table border="0"> <tr> <td>MIN</td> <td>40 %</td> </tr> <tr> <td>MAX</td> <td>105 %</td> </tr> </table> <p>REMARQUES</p> <p>(1) - ESPACEMENT DES PLATEAUX = 800 mm POUR LES PLATEAUX D'ENTREE DE L'ALIMENTATION ET 750 mm ENTRE LES PLATEAUX 20 ET 21. (2) - VERIFIER LES PLATEAUX 20 ET 21 AVEC DEBIT DU LIQUIDE = 150000 KG/HR (3) - VERIFIER LES PLATEAUX 22 ET 23 AVEC DEBIT DU LIQUIDE = 81000 KG/HR (4) - PREVOIR LE PLATEAU No. 40 AVEC PLATEAU D'ETANCHEITE ("SEAL PAN")</p> <table border="1"> <tr> <td>1</td> <td>16.8.93</td> <td>MODIFIE OU INDIQUE.</td> <td></td> </tr> <tr> <td>0</td> <td>22.2.93</td> <td>EMIS POUR APPEL D'OFFRE -</td> <td></td> </tr> <tr> <td>N.</td> <td>DATE</td> <td>EMISSIONS & REVISIONS</td> <td>APPROBATIONS</td> </tr> </table>				NOMBRE DES PLATEAUX :	1 - 21 (2)	22 - 40 (3) (4)	TYPE DU PLATEAU :	A CLAPETS	A CLAPETS	DIAMETRE mm :	2600	3100	ESPACEMENT DES PLATEAUX mm :	550 (1)	600 (1)	NOMBRE DES PASSES :	2	2	PERTE DE CHARGE ADMISSIBLE PAR PLATEAU mm Hg :	5	5	MATERIAU DU PLATEAU :	A.240Tp.304	A.240Tp.304	MATERIAU DU CLAPET :	A.240Tp.304	A.240Tp.304	TEMPERATURE oC :	86	149	PRESSION BAR G :	15.4	15.6	FACTEUR DE COMPR. (Z) :	0.75	0.7	TEMPERATURE CRITIQUE oC :			PRESSION CRITIQUE BAR G :			DENSITE KG/M3 :	39	48.1	DEBIT KG/HR :	146010	172600	TEMPERATURE oC :	85	146	TENSION SUPERFICIELLE DYNE/CM :	4.2	3.2	VISCOSITE cP :	0.08	0.08	DENSITE KG/M3 :	466	460	DEBIT KG/HR :	84350	188160	MOUSSAGE :	0,9	0,9	MIN	40 %	MAX	105 %	1	16.8.93	MODIFIE OU INDIQUE.		0	22.2.93	EMIS POUR APPEL D'OFFRE -		N.	DATE	EMISSIONS & REVISIONS	APPROBATIONS
NOMBRE DES PLATEAUX :	1 - 21 (2)	22 - 40 (3) (4)																																																																																
TYPE DU PLATEAU :	A CLAPETS	A CLAPETS																																																																																
DIAMETRE mm :	2600	3100																																																																																
ESPACEMENT DES PLATEAUX mm :	550 (1)	600 (1)																																																																																
NOMBRE DES PASSES :	2	2																																																																																
PERTE DE CHARGE ADMISSIBLE PAR PLATEAU mm Hg :	5	5																																																																																
MATERIAU DU PLATEAU :	A.240Tp.304	A.240Tp.304																																																																																
MATERIAU DU CLAPET :	A.240Tp.304	A.240Tp.304																																																																																
TEMPERATURE oC :	86	149																																																																																
PRESSION BAR G :	15.4	15.6																																																																																
FACTEUR DE COMPR. (Z) :	0.75	0.7																																																																																
TEMPERATURE CRITIQUE oC :																																																																																		
PRESSION CRITIQUE BAR G :																																																																																		
DENSITE KG/M3 :	39	48.1																																																																																
DEBIT KG/HR :	146010	172600																																																																																
TEMPERATURE oC :	85	146																																																																																
TENSION SUPERFICIELLE DYNE/CM :	4.2	3.2																																																																																
VISCOSITE cP :	0.08	0.08																																																																																
DENSITE KG/M3 :	466	460																																																																																
DEBIT KG/HR :	84350	188160																																																																																
MOUSSAGE :	0,9	0,9																																																																																
MIN	40 %																																																																																	
MAX	105 %																																																																																	
1	16.8.93	MODIFIE OU INDIQUE.																																																																																
0	22.2.93	EMIS POUR APPEL D'OFFRE -																																																																																
N.	DATE	EMISSIONS & REVISIONS	APPROBATIONS																																																																															

Annexe 2 : performance HYSYS.

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: test.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022			
4						
5	Distillation: T-100 @Main					
6	CONNECTIONS					
7	Inlet Stream					
8	STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION			
9	Q Reb	Reboiler				
10	alimentation	20 Main Tower				
11	Outlet Stream					
12	STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION			
13	Q Cond	Condenser				
14	distillat	Condenser				
15	Residut	Reboiler				
16	MONITOR					
17	Specifications Summary					
18		Specified Value	Current Value	Wt. Error		
19	Reflux Ratio	1.044 *	1.044	4.047e-007		
20	Distillate Rate	---	0.8385 kgmole/h	---		
21	Reflux Rate	---	0.8754 kgmole/h	---		
22	température condenseur	55.00 C *	54.59 C	-8.216e-004		
23	Température reb	155.0 C *	155.0 C	-3.159e-007		
24		Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
25	Reflux Ratio	1.000e-002	1.000e-002	On	On	On
26	Distillate Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On	Off
27	Reflux Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On	Off
28	température condenseur	1.000e-002	1.000 C	Off	On	Off
29	Température reb	1.000e-002	1.000 C	On	On	On
30	SPECS					
31	Column Specification Parameters					
32	Reflux Ratio					
33	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---
34	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Spec:	---
35	Distillate Rate					
36	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---
37	Stream:	distillat	Flow Basis:	Molar	Upper Bnd:	---
38	Reflux Rate					
39	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---
40	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Spec:	---
41	température condenseur					
42	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Primary	Lower Bnd:	---
43	Stage:	Condenser			Upper Bnd:	---
44	Température reb					
45	Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Alternate	Lower Bnd:	---
46	Stage:	Reboiler			Upper Bnd:	---
47	SUBCOOLING					
48	Condenser					
49	Degrees of Subcooling					---
50	Subcool to					---
51	User Variables					
52	PROFILES					
53	General Parameters					
54	Sub-Flow Sheet:	T-100 (COL1)	Number of Stages:	40 *		
55	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9		Page 1 of 24	

Annexe

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA			Case Name: test.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022			
4							
5	Distillation: T-100 @Main (continued)						
6	Profile Estimates						
7		Temperature (C)	Net Liquid (kg/h)	Net Vapour (kg/h)			
8	Condenser	54.57 *	2.116e+004 *	5.201e-005 *			
9	1_Main Tower	64.54 *	2.172e+004 *	3.174e+004 *			
10	2_Main Tower	71.08 *	2.225e+004 *	3.230e+004 *			
11	3_Main Tower	74.69 *	2.258e+004 *	3.283e+004 *			
12	4_Main Tower	76.54 *	2.275e+004 *	3.316e+004 *			
13	5_Main Tower	77.49 *	2.283e+004 *	3.333e+004 *			
14	6_Main Tower	77.99 *	2.287e+004 *	3.341e+004 *			
15	7_Main Tower	78.27 *	2.288e+004 *	3.345e+004 *			
16	8_Main Tower	78.45 *	2.289e+004 *	3.346e+004 *			
17	9_Main Tower	78.59 *	2.289e+004 *	3.347e+004 *			
18	10_Main Tower	78.69 *	2.290e+004 *	3.347e+004 *			
19	11_Main Tower	78.80 *	2.290e+004 *	3.348e+004 *			
20	12_Main Tower	78.91 *	2.289e+004 *	3.348e+004 *			
21	13_Main Tower	79.05 *	2.288e+004 *	3.347e+004 *			
22	14_Main Tower	79.23 *	2.287e+004 *	3.346e+004 *			
23	15_Main Tower	79.48 *	2.283e+004 *	3.345e+004 *			
24	16_Main Tower	79.86 *	2.278e+004 *	3.341e+004 *			
25	17_Main Tower	80.45 *	2.266e+004 *	3.336e+004 *			
26	18_Main Tower	81.45 *	2.243e+004 *	3.324e+004 *			
27	19_Main Tower	83.27 *	2.194e+004 *	3.301e+004 *			
28	20_Main Tower	86.79 *	3.047e+004 *	3.252e+004 *			
29	21_Main Tower	93.18 *	3.162e+004 *	2.605e+004 *			
30	22_Main Tower	97.27 *	3.238e+004 *	2.720e+004 *			
31	23_Main Tower	99.89 *	3.283e+004 *	2.796e+004 *			
32	24_Main Tower	101.8 *	3.309e+004 *	2.841e+004 *			
33	25_Main Tower	103.5 *	3.324e+004 *	2.867e+004 *			
34	26_Main Tower	105.3 *	3.335e+004 *	2.882e+004 *			
35	27_Main Tower	107.6 *	3.349e+004 *	2.893e+004 *			
36	28_Main Tower	110.6 *	3.372e+004 *	2.907e+004 *			
37	29_Main Tower	114.2 *	3.409e+004 *	2.930e+004 *			
38	30_Main Tower	118.3 *	3.463e+004 *	2.967e+004 *			
39	31_Main Tower	122.7 *	3.533e+004 *	3.021e+004 *			
40	32_Main Tower	127.0 *	3.610e+004 *	3.091e+004 *			
41	33_Main Tower	130.7 *	3.686e+004 *	3.168e+004 *			
42	34_Main Tower	133.9 *	3.752e+004 *	3.244e+004 *			
43	35_Main Tower	136.5 *	3.804e+004 *	3.310e+004 *			
44	36_Main Tower	138.7 *	3.839e+004 *	3.362e+004 *			
45	37_Main Tower	140.8 *	3.858e+004 *	3.397e+004 *			
46	38_Main Tower	143.2 *	3.863e+004 *	3.416e+004 *			
47	39_Main Tower	146.1 *	3.860e+004 *	3.421e+004 *			
48	40_Main Tower	150.0 *	3.860e+004 *	3.418e+004 *			
49	Reboiler	155.0 *	4420 *	3.418e+004 *			
50	EFFICIENCIES						
51	Stage Efficiencies						
52	Stages	Overall	Methane	Ethane	Propane	i-Butane	
53	Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
54	1_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
55	2_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
56	3_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
57	4_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
58	5_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
59	6_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
60	7_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
61	8_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
62	9_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
63	10_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
64	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 9 Page 2 of 24						

Annexe

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: test.hsc	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022	
4				
5				
6	Distillation: T-100 @Main (continued)			
7				
8				
9	Volume (m3)	2.000 *	2.000 *	
10	Orientation	Horizontal	Horizontal	
11	Vessel has a Boot	No	No	
12	Boot Diameter (m)	---	---	
13	Boot Length (m)	---	---	
14	Hold Up (m3)	1.000	1.000	
15	Other Equipment In Column Flowsheet			
16				
17				
18	Pressure Profile			
19				
20		Pressure (kPa)		Pressure Drop (kPa)
21	Condenser	1350 kPa *		0.0000 kPa
22	1__Main Tower	1350 kPa		1.282 kPa
23	2__Main Tower	1351 kPa		1.282 kPa
24	3__Main Tower	1353 kPa		1.282 kPa
25	4__Main Tower	1354 kPa		1.282 kPa
26	5__Main Tower	1355 kPa		1.282 kPa
27	6__Main Tower	1356 kPa		1.282 kPa
28	7__Main Tower	1358 kPa		1.282 kPa
29	8__Main Tower	1359 kPa		1.282 kPa
30	9__Main Tower	1360 kPa		1.282 kPa
31	10__Main Tower	1362 kPa		1.282 kPa
32	11__Main Tower	1363 kPa		1.282 kPa
33	12__Main Tower	1364 kPa		1.282 kPa
34	13__Main Tower	1365 kPa		1.282 kPa
35	14__Main Tower	1367 kPa		1.282 kPa
36	15__Main Tower	1368 kPa		1.282 kPa
37	16__Main Tower	1369 kPa		1.282 kPa
38	17__Main Tower	1371 kPa		1.282 kPa
39	18__Main Tower	1372 kPa		1.282 kPa
40	19__Main Tower	1373 kPa		1.282 kPa
41	20__Main Tower	1374 kPa		1.282 kPa
42	21__Main Tower	1376 kPa		1.282 kPa
43	22__Main Tower	1377 kPa		1.282 kPa
44	23__Main Tower	1378 kPa		1.282 kPa
45	24__Main Tower	1379 kPa		1.282 kPa
46	25__Main Tower	1381 kPa		1.282 kPa
47	26__Main Tower	1382 kPa		1.282 kPa
48	27__Main Tower	1383 kPa		1.282 kPa
49	28__Main Tower	1385 kPa		1.282 kPa
50	29__Main Tower	1386 kPa		1.282 kPa
51	30__Main Tower	1387 kPa		1.282 kPa
52	31__Main Tower	1388 kPa		1.282 kPa
53	32__Main Tower	1390 kPa		1.282 kPa
54	33__Main Tower	1391 kPa		1.282 kPa
55	34__Main Tower	1392 kPa		1.282 kPa
56	35__Main Tower	1394 kPa		1.282 kPa
57	36__Main Tower	1395 kPa		1.282 kPa
58	37__Main Tower	1396 kPa		1.282 kPa
59	38__Main Tower	1397 kPa		1.282 kPa
60	39__Main Tower	1399 kPa		1.282 kPa
61	40__Main Tower	1400 kPa		---
62	Reboiler	1400 kPa *		-0.0000 kPa
63	Pressure Solving Options			
64				
65	Pressure Tolerance	1.000e-004	Pressure Drop Tolerance	1.000e-004
66	Damping Factor	1.000	Max Press Iterations	100
67				
68				
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9	

Licensed to: Company Name Not Available

* Specified by user.

Annexe

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: test.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022			
4						
5						
6	Distillation: T-100 @Main (continued)					
7	CONDITIONS					
8						
9						
10						
11	Name	alimentation @Main	Residut @Main	distillat @Main	Q Reb @Main	Q Cond @Main
12	Vapour	0.4973	0.0000	0.0000	---	---
13	Temperature (C)	80.0000 *	154.9998	54.5892	---	---
14	Pressure (kPa)	1375.0000 *	1400.0000	1350.0000	---	---
15	Molar Flow (kgmole/h)	1.0613	0.2228	0.8385	---	---
16	Mass Flow (kg/h)	59.0000 *	17.3581	41.6419	---	---
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.1047	0.0270	0.0776	---	---
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.280e+005	-1.582e+005	-1.279e+005	---	---
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	133.2	147.4	99.51	---	---
20	Heat Flow (kJ/h)	-1.3583e+05	-3.5254e+04	-1.0728e+05	2.0169e+04	2.6871e+04
21	PROPERTIES					
22						
23	Name	alimentation @Main	Residut @Main	distillat @Main		
24	Molecular Weight	55.59	77.92	49.66		
25	Molar Density (kgmole/m3)	1.115	6.111	9.697		
26	Mass Density (kg/m3)	61.98	476.1	481.6		
27	Act. Volume Flow (m3/h)	0.9519	3.646e-002	8.647e-002		
28	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2302	-2031	-2576		
29	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.395	1.892	2.004		
30	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	142.8	260.7	149.8		
31	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.569	3.346	3.016		
32	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.547e+006	3.524e+006	2.288e+006		
33	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.745e+006	3.787e+006	2.468e+006		
34	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.938e+004	4.861e+004	4.970e+004		
35	CO2 Loading	---	---	---		
36	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---		
37	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---		
38	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.582e+004	4.523e+004	4.607e+004		
39	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.4751	0.0000	0.0000		
40	Phase Fraction [Mass Basis]	0.4579	0.0000	0.0000		
41	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.9334	0.0000	0.0000		
42	Mass Exergy (kJ/kg)	82.44	64.08	87.23		
43	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000		
44	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
45	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	0.8885	---	---		
46	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.14	8.249	10.80		
47	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	142.8	260.7	149.8		
48	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	25.09	5.267	19.83		
49	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	563.8	642.7	536.3		
50	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.761e-005	1.013e-005	2.402e-005		
51	Z Factor	---	6.436e-002	5.109e-002		
52	Watson K	13.80	12.93	14.19		
53	User Property	---	---	---		
54	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000		
55	Cp/(Cp - R)	1.062	1.033	1.059		
56	Cp/Cv	1.080	1.033	1.059		
57	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.992e+004	1.887e+004	1.568e+004		
58	Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.1838	0.1974		
59	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	570.7	646.0	539.9		
60	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.1034	2.687e-002	7.713e-002		
61	Liquid Fraction	0.5027	1.000	1.000		
62	Molar Volume (m3/kgmole)	0.8970	0.1636	0.1031		
63	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	358.2	242.2	315.7		
64	Phase Fraction [Molar Basis]	0.4973	0.0000	0.0000		
65	Surface Tension (dyne/cm)	5.646	3.661	5.349		
66	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	6.198e-002	7.864e-002		
67	Viscosity (cP)	---	8.753e-002	9.505e-002		
68	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	134.5	252.4	141.5		
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9		Page 6 of 24	

Annexe

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: test.hsc	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022	
4				
5				
6	Distillation: T-100 @Main (continued)			
7	PROPERTIES			
8				
9				
10				
11	Name	alimentation @Main	Residut @Main	distillat @Main
12	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.419	3.239	2.849
13	Cv (kJ/kgmole-C)	132.3	252.4	141.5
14	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.379	3.239	2.849
15	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
16	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
17	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---
18	Reid VP at 37.8 C (kPa)	689.7	85.37	895.3
19	True VP at 37.8 C (kPa)	730.8	85.82	924.6
20	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.1035	2.687e-002	7.713e-002
21	Viscosity Index	---	---	---
22				
23	SUMMARY			
24	Flow Basis:		Mass	The composition option is selected
25	Feed Composition			
26			alimentation	
27	Flow Rate (kg/h)	59.0000		
28		---		
29	Methane	0.0000		
30	Ethane	0.0015		
31	Propane	0.3741		
32	i-Butane	0.1139		
33	n-Butane	0.2169		
34	i-Pentane	0.0686		
35	n-Pentane	0.0893		
36	n-Hexane	0.1356		
37	Flow Basis:		Mass	The composition option is selected
38	Feed Flows			
39			alimentation	
40	Flow Rate (kg/h)	59.0000		
41		---		
42	Methane (kg/h)	0.0000		
43	Ethane (kg/h)	0.0862		
44	Propane (kg/h)	22.0728		
45	i-Butane (kg/h)	6.7230		
46	n-Butane (kg/h)	12.7984		
47	i-Pentane (kg/h)	4.0502		
48	n-Pentane (kg/h)	5.2676		
49	n-Hexane (kg/h)	8.0018		
50	Products			
51	Flow Basis:		Mass	The composition option is selected
52	Product Compositions			
53			distillat	Residut
54	Flow Rate (kg/h)	41.6419		17.3581
55		---		---
56	Methane	0.0000		0.0000
57	Ethane	0.0021		0.0000
58	Propane	0.5301		0.0000
59	i-Butane	0.1614		0.0001
60	n-Butane	0.3056		0.0042
61	i-Pentane	0.0008		0.2314
62	n-Pentane	0.0000		0.3033
63	n-Hexane	0.0000		0.4610
64	Flow Basis:		Mass	The composition option is selected
65	Product Flows			
66			distillat	Residut
67	Flow Rate (kg/h)	41.6419		17.3581
68		---		---
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9	

Annexe

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA			Case Name: test.hsc									
2				Distillation: T-100 @Main (continued)									
3									Unit Set: SI				
4									Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022				
5													
6	SUMMARY												
7													
8													
9													
10													
11			distillat		Residut								
12	Methane (kg/h)		0.0000	*	0.0000	*							
13	Ethane (kg/h)		0.0862	*	0.0000	*							
14	Propane (kg/h)		22.0728	*	0.0000	*							
15	i-Butane (kg/h)		6.7220	*	0.0010	*							
16	n-Butane (kg/h)		12.7252	*	0.0732	*							
17	i-Pentane (kg/h)		0.0337	*	4.0165	*							
18	n-Pentane (kg/h)		0.0021	*	5.2656	*							
19	n-Hexane (kg/h)		0.0000	*	8.0018	*							
20	Flow Basis:		Mass		The composition option is selected								
21	Product Recoveries												
22			distillat		Residut								
23	Flow Rate (kg/h)		41.6419		17.3581								
24			---		---								
25	Methane (%)		0.0000		0.0000								
26	Ethane (%)		100.0000		0.0000								
27	Propane (%)		100.0000		0.0000								
28	i-Butane (%)		99.9851		0.0149								
29	n-Butane (%)		99.4279		0.5721								
30	i-Pentane (%)		0.8329		99.1671								
31	n-Pentane (%)		0.0389		99.9611								
32	n-Hexane (%)		0.0000		100.0000								
33	COLUMN PROFILES												
34													
35	Reflux Ratio:	1.044	Reboil Ratio:	4.885	The Flows Option is Selected		Flow Basis:	Mass					
36	Column Profiles Flows												
37		Temp	Pres	Net Liq	Net Vap	Net Feed	Net Draws	Duty					
38		(C)	(kPa)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kJ/h)					
39	Condenser	54.6	1350	43.47	---	---	41.64	2.69e+004 *					
40	1_Main Tower	64.6	1350	44.60	85.12	---	---	---					
41	2_Main Tower	69.7	1351	45.39	86.24	---	---	---					
42	3_Main Tower	72.0	1353	45.75	87.03	---	---	---					
43	4_Main Tower	73.0	1354	45.88	87.39	---	---	---					
44	5_Main Tower	73.5	1355	45.90	87.52	---	---	---					
45	6_Main Tower	73.9	1356	45.89	87.55	---	---	---					
46	7_Main Tower	74.1	1358	45.86	87.53	---	---	---					
47	8_Main Tower	74.4	1359	45.81	87.50	---	---	---					
48	9_Main Tower	74.7	1360	45.74	87.45	---	---	---					
49	10_Main Tower	75.0	1362	45.65	87.38	---	---	---					
50	11_Main Tower	75.4	1363	45.54	87.29	---	---	---					
51	12_Main Tower	75.9	1364	45.41	87.19	---	---	---					
52	13_Main Tower	76.5	1365	45.25	87.05	---	---	---					
53	14_Main Tower	77.2	1367	45.05	86.89	---	---	---					
54	15_Main Tower	77.9	1368	44.81	86.70	---	---	---					
55	16_Main Tower	78.9	1369	44.50	86.46	---	---	---					
56	17_Main Tower	80.0	1371	44.04	86.14	---	---	---					
57	18_Main Tower	81.5	1372	43.29	85.68	---	---	---					
58	19_Main Tower	83.5	1373	42.04	84.93	---	---	---					
59	20_Main Tower	86.7	1374	75.32	83.68	59.00	---	---					
60	21_Main Tower	94.7	1376	78.91	57.96	---	---	---					
61	22_Main Tower	100.3	1377	81.67	61.55	---	---	---					
62	23_Main Tower	104.1	1378	83.51	64.31	---	---	---					
63	24_Main Tower	106.9	1379	84.70	66.15	---	---	---					
64	25_Main Tower	109.2	1381	85.52	67.34	---	---	---					
65	26_Main Tower	111.5	1382	86.23	68.16	---	---	---					
66	27_Main Tower	114.2	1383	87.01	68.87	---	---	---					
67	28_Main Tower	117.2	1385	87.99	69.65	---	---	---					
68	29_Main Tower	120.5	1386	89.24	70.63	---	---	---					
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 9			Page 8 of 24						

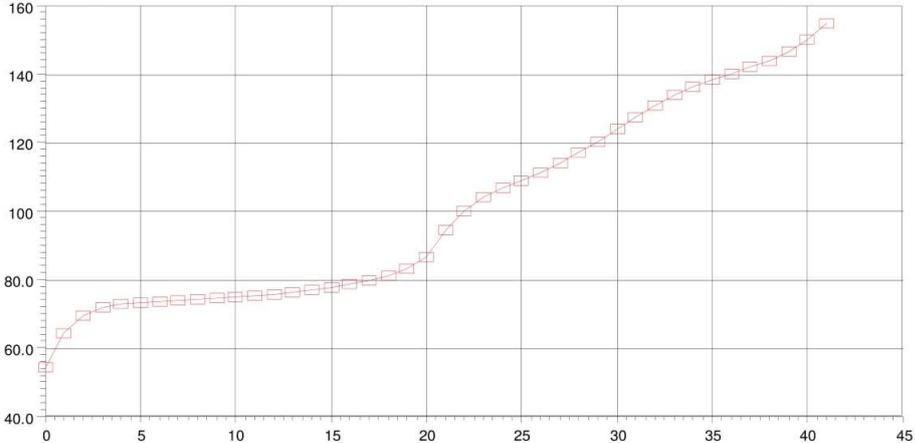
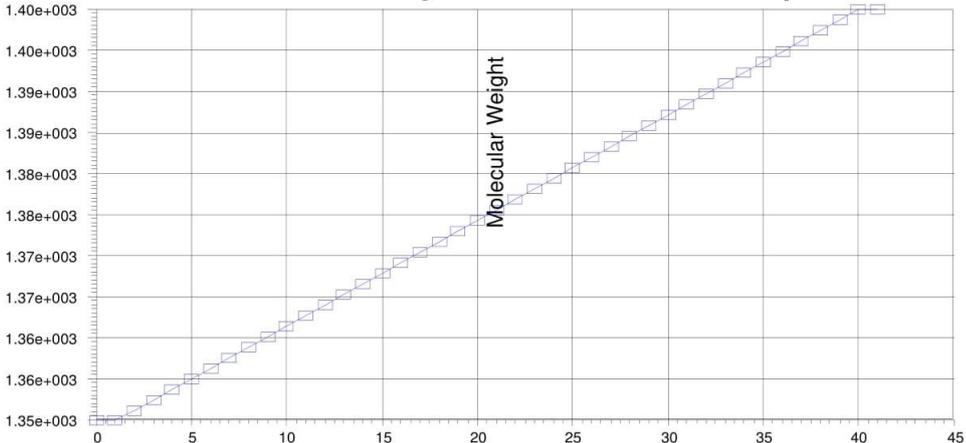
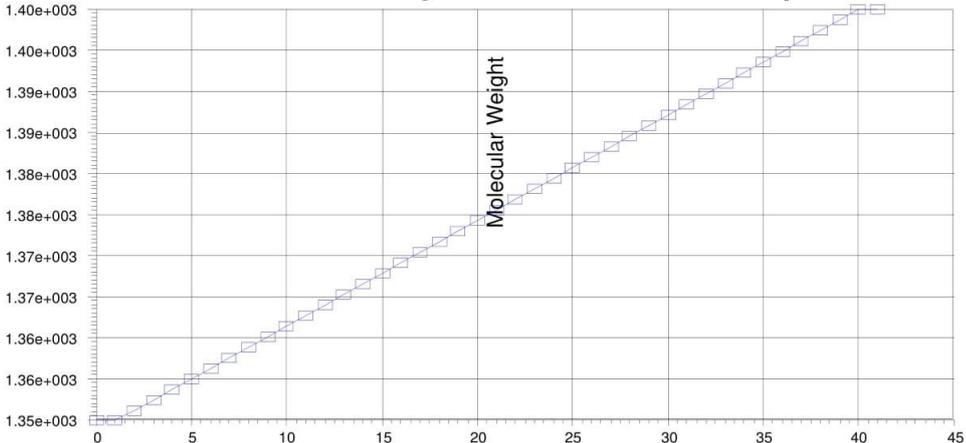
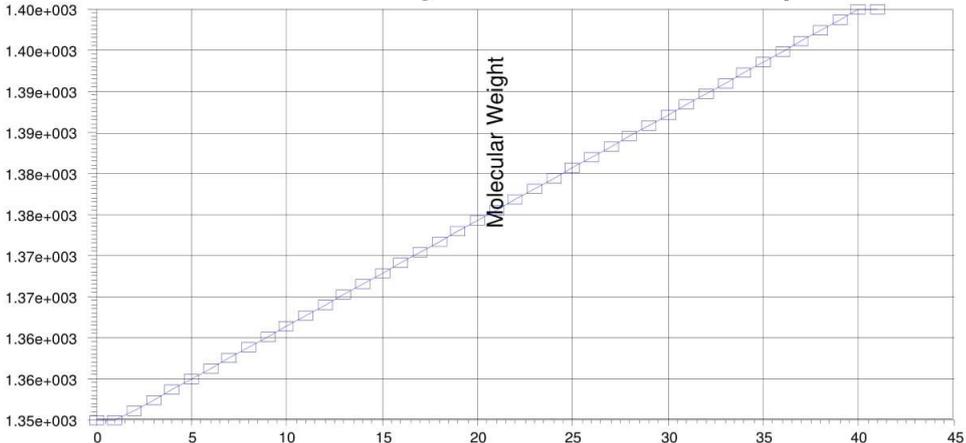
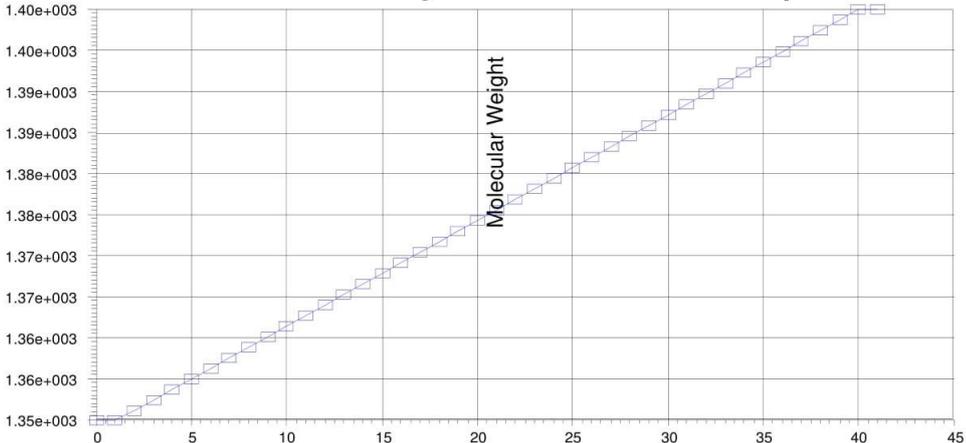
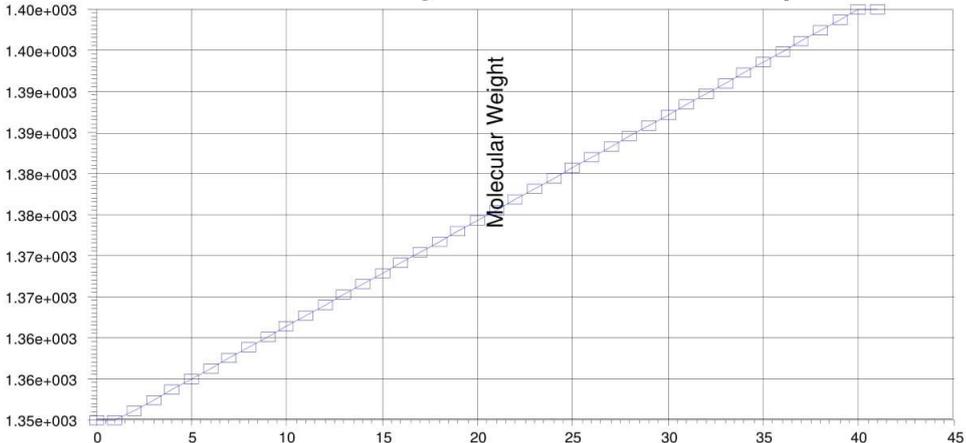
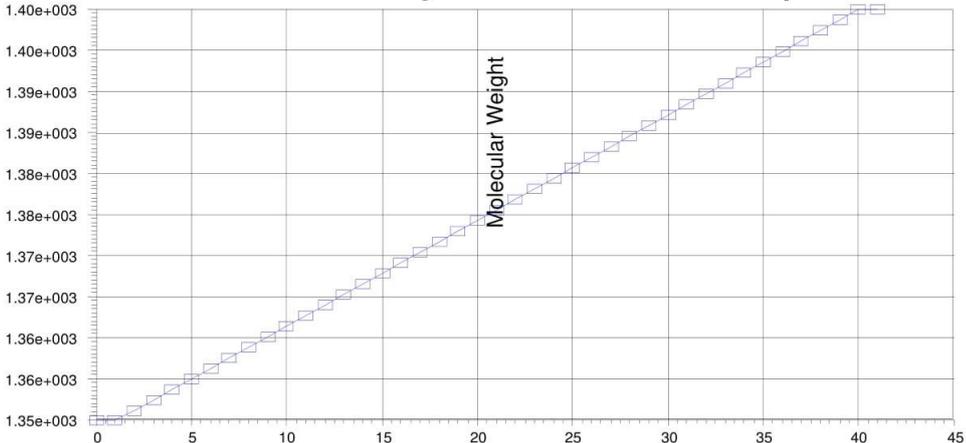
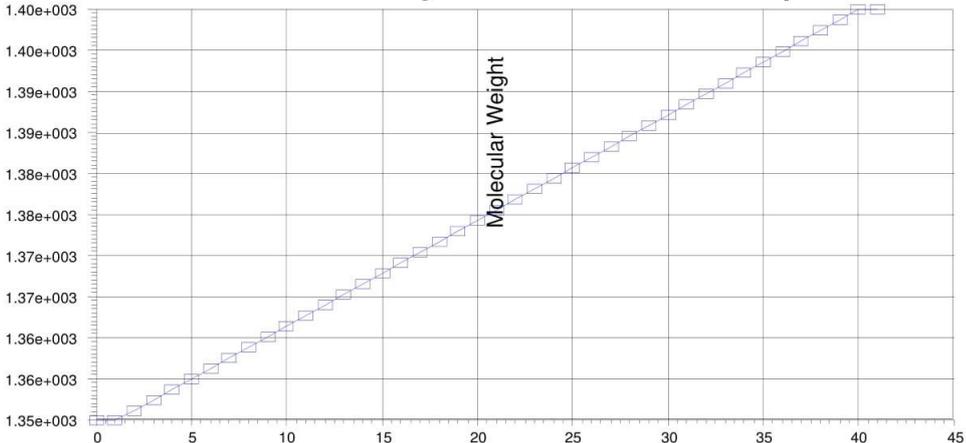
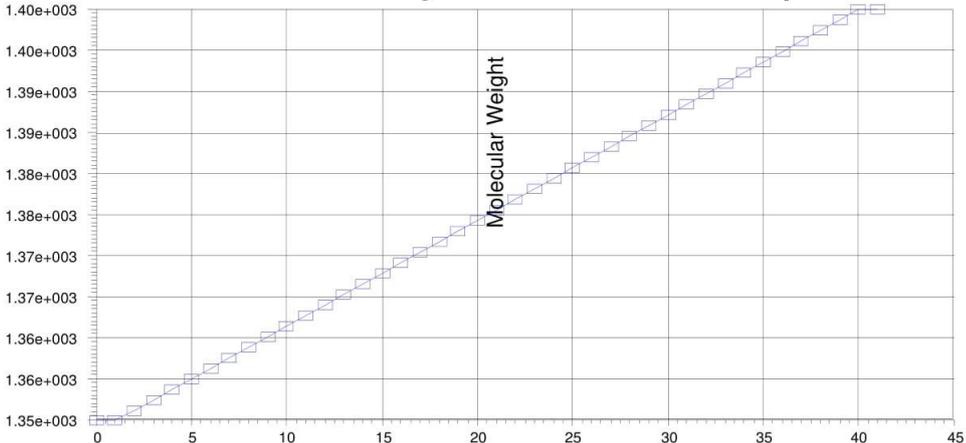
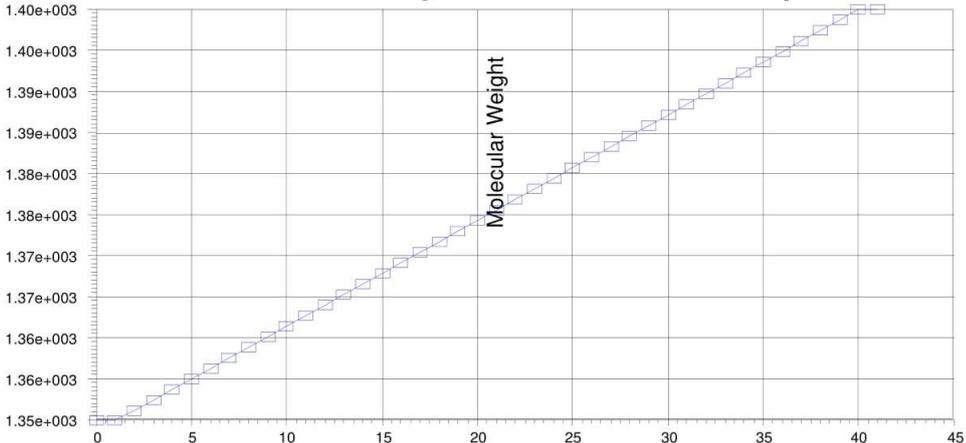
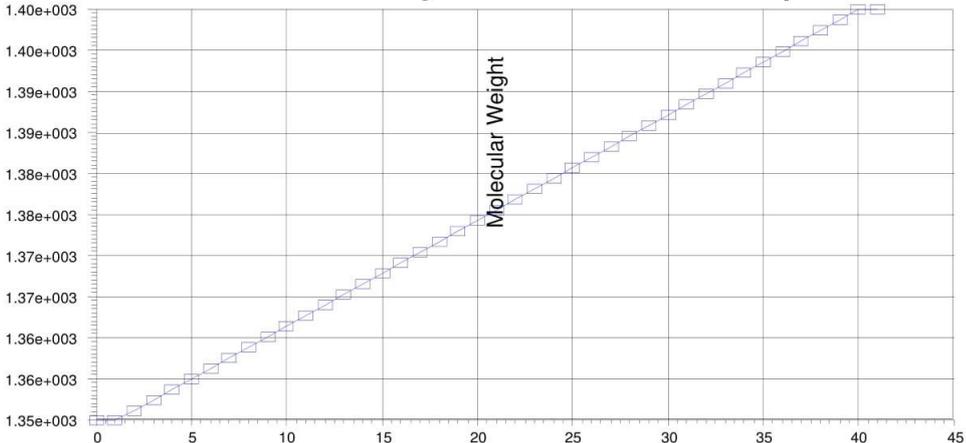
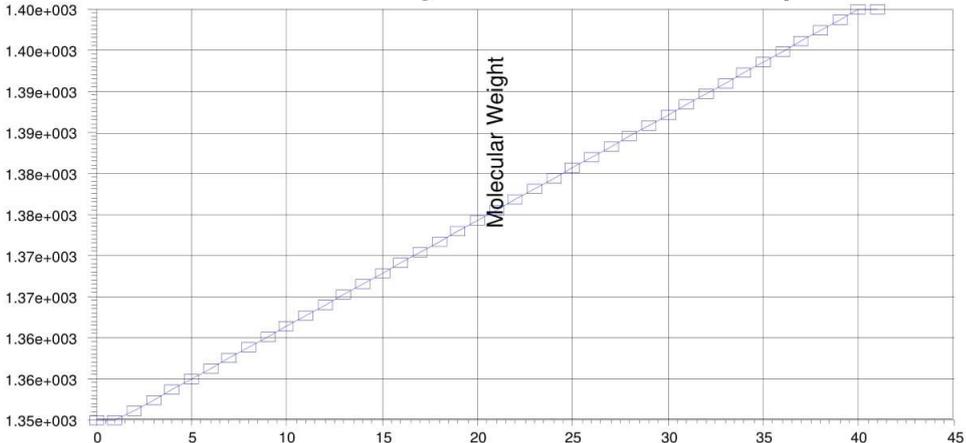
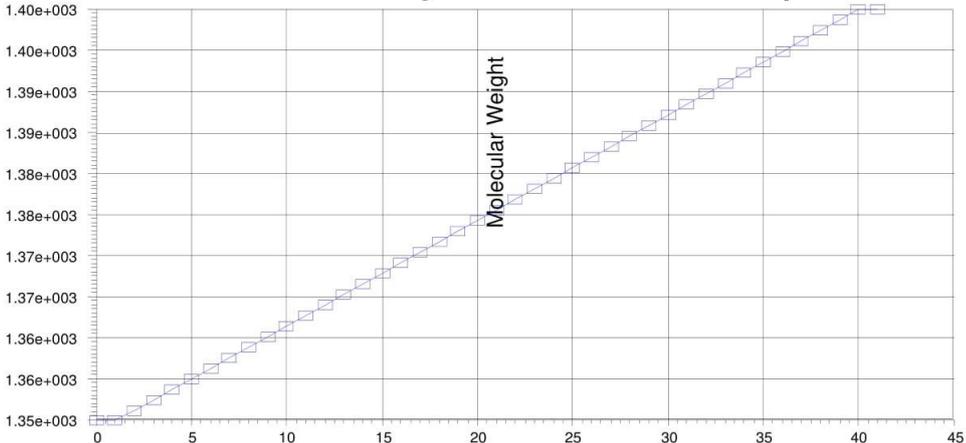
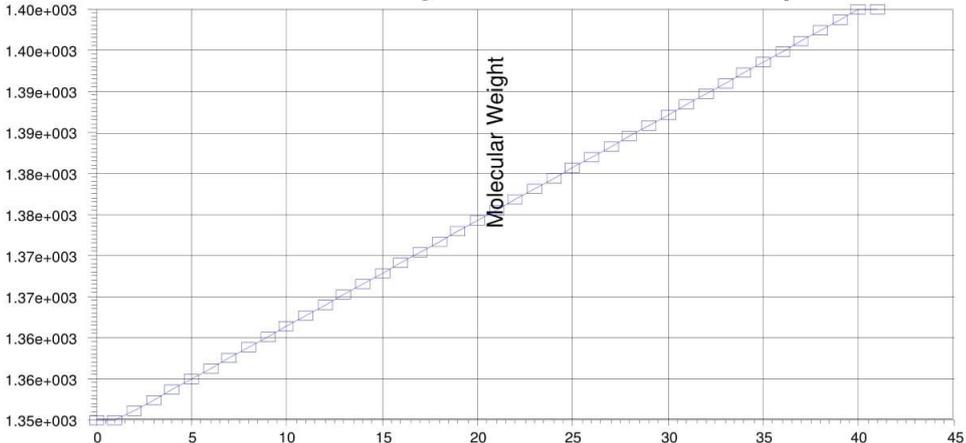
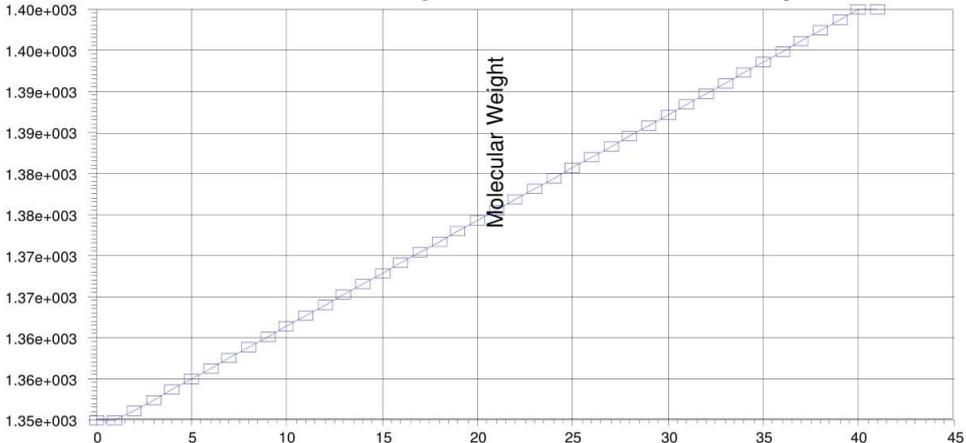
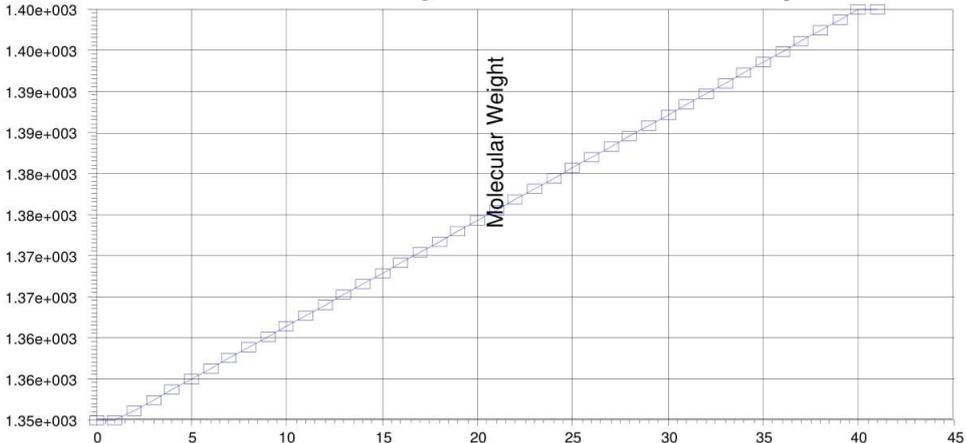
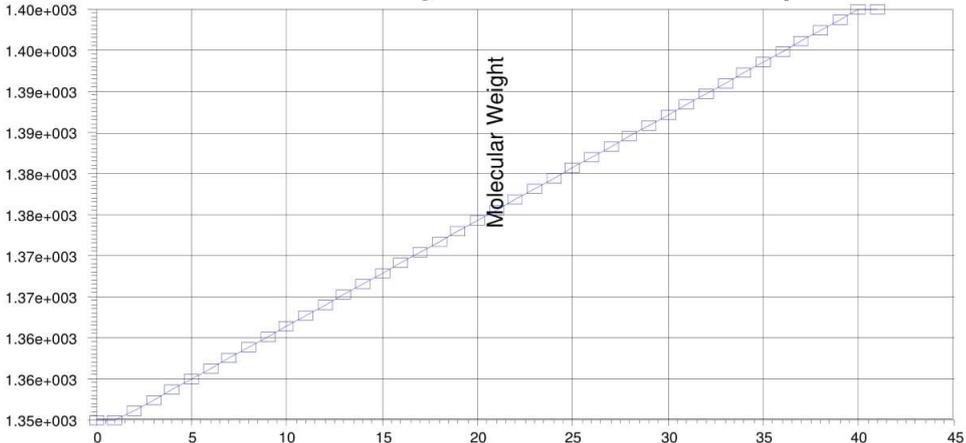
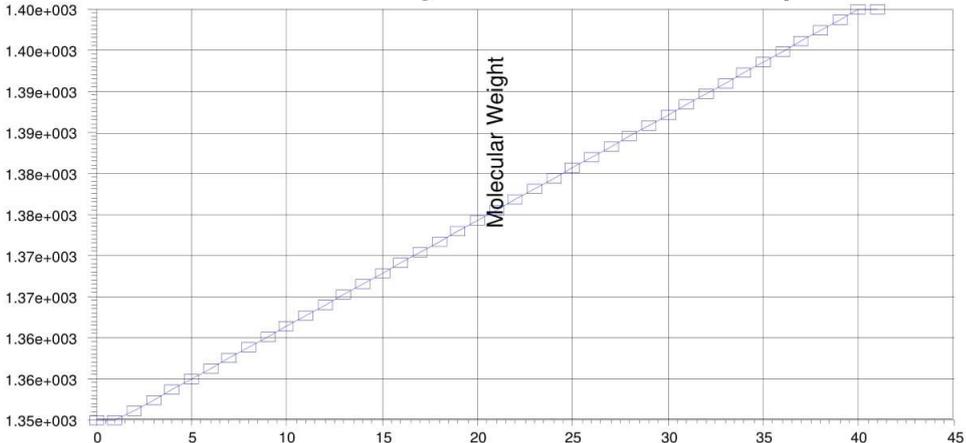
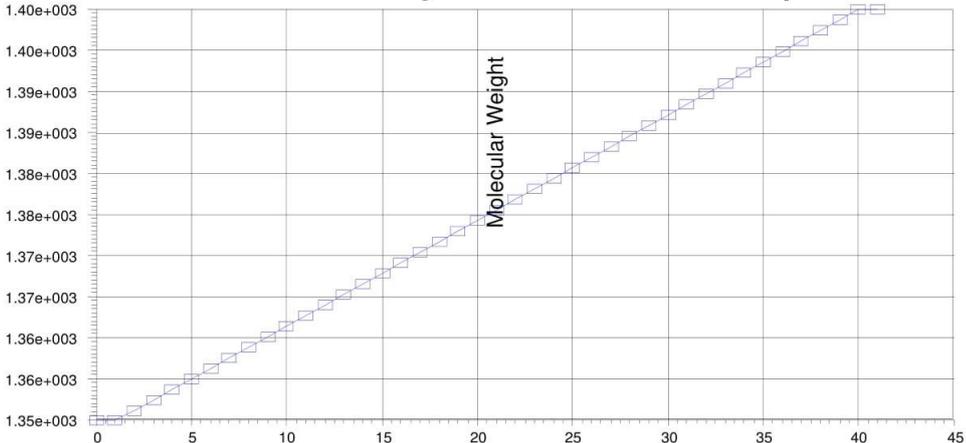
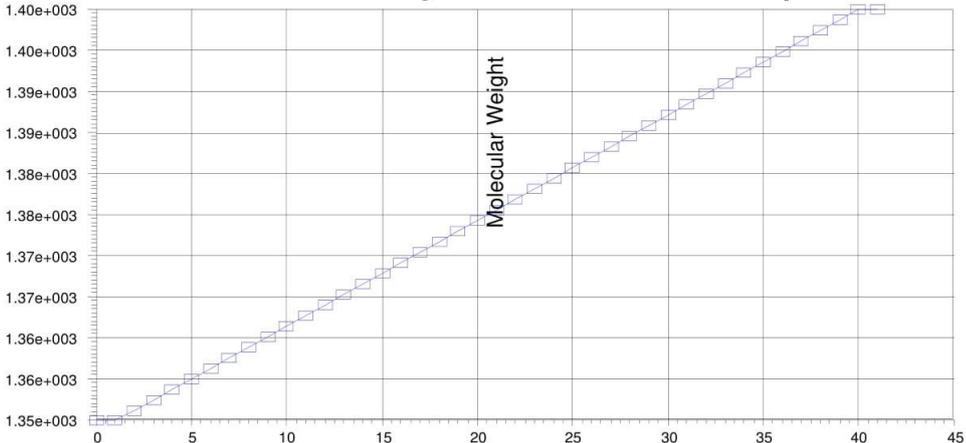
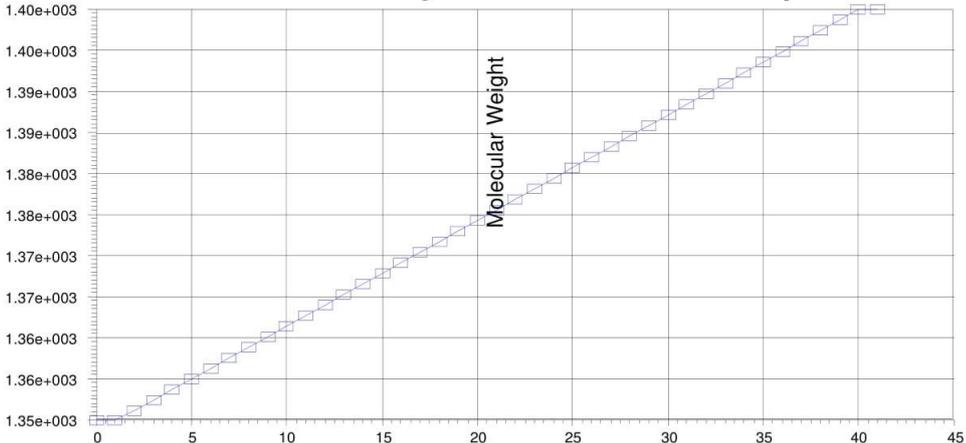
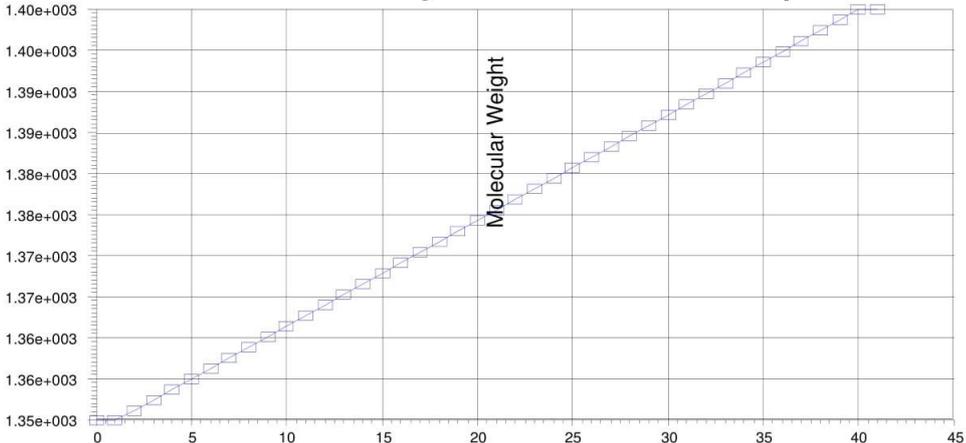
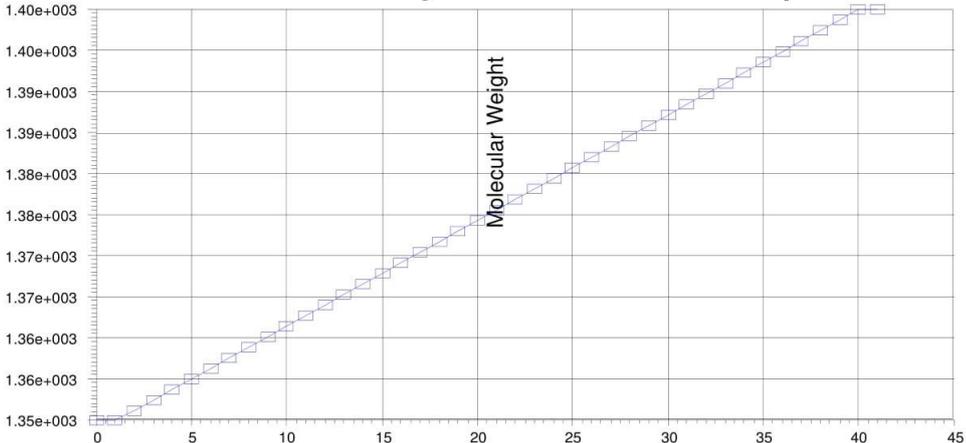
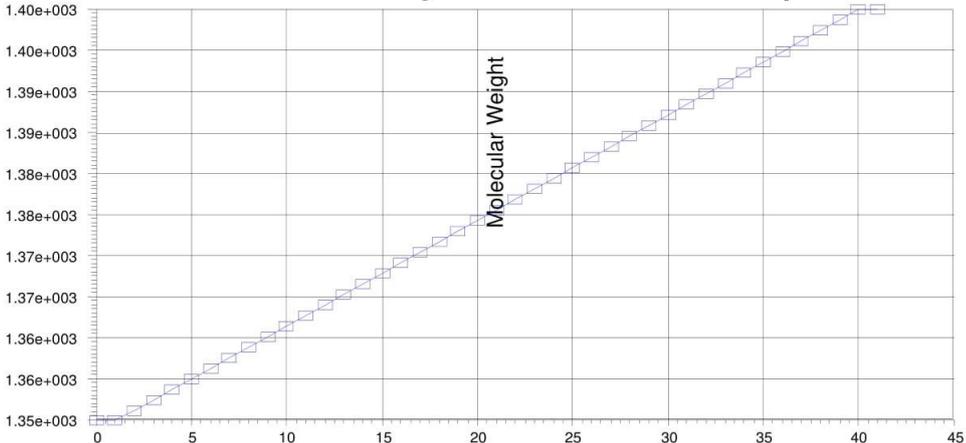
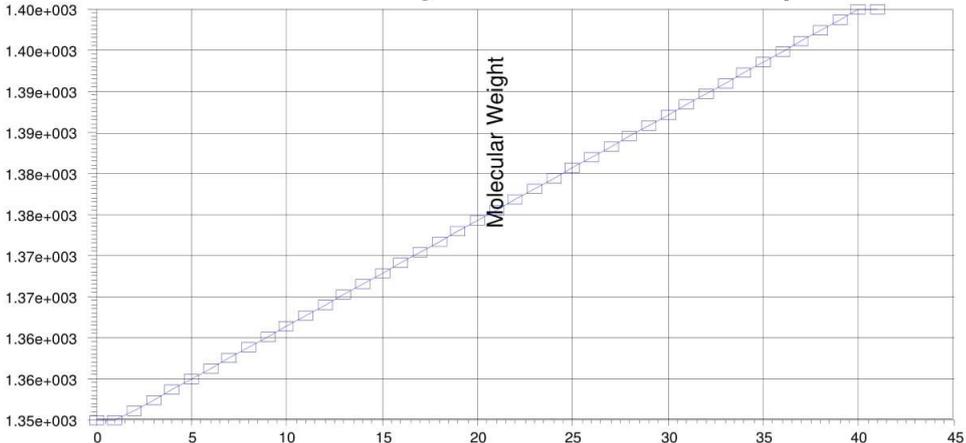
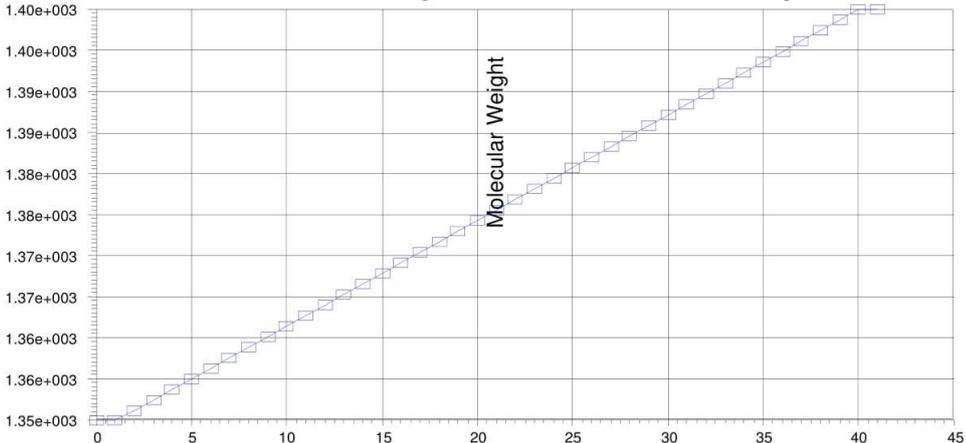
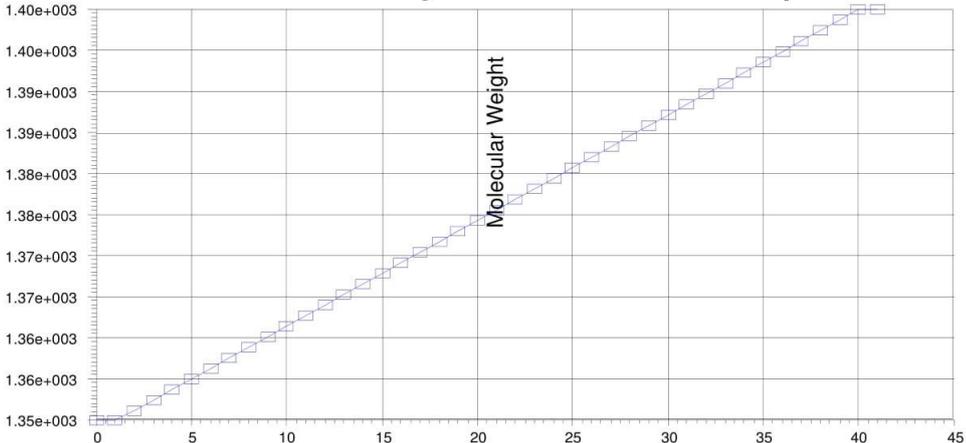
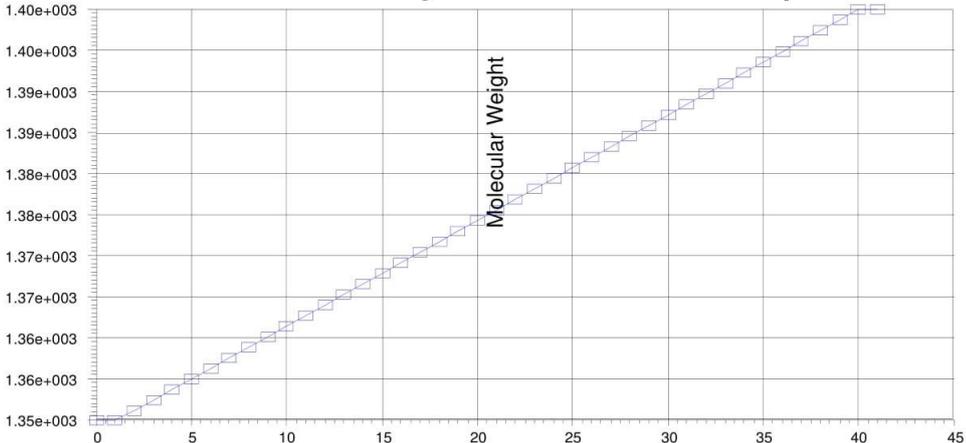
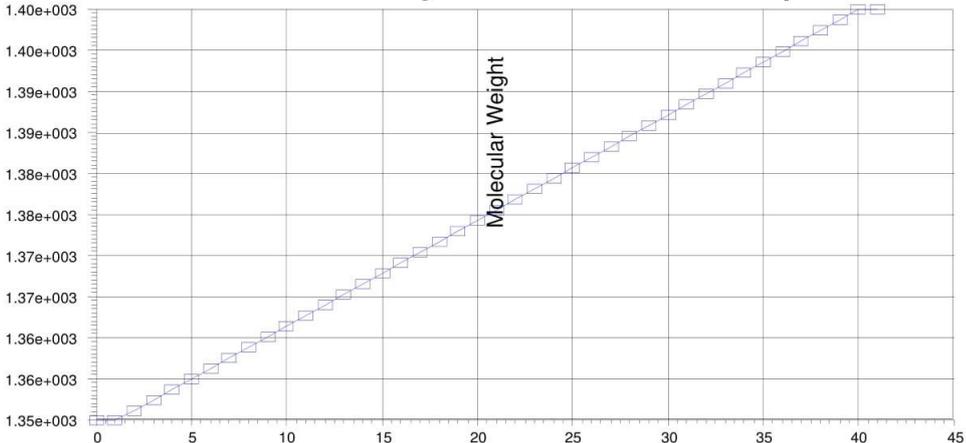
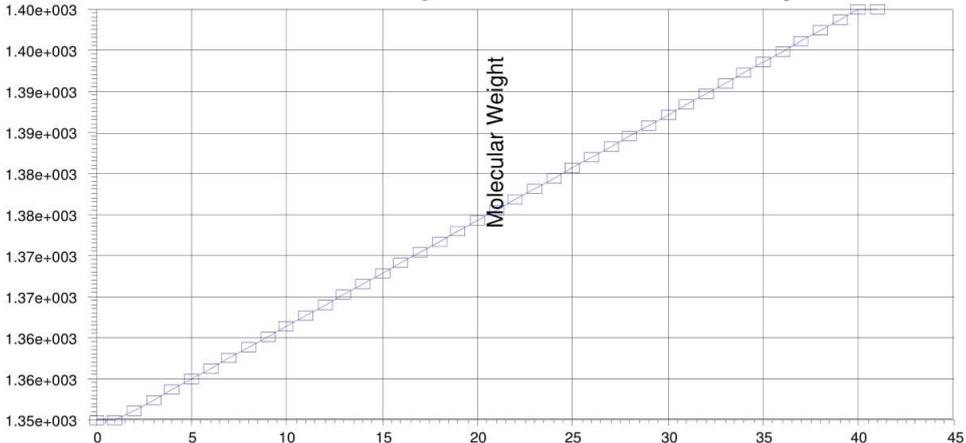
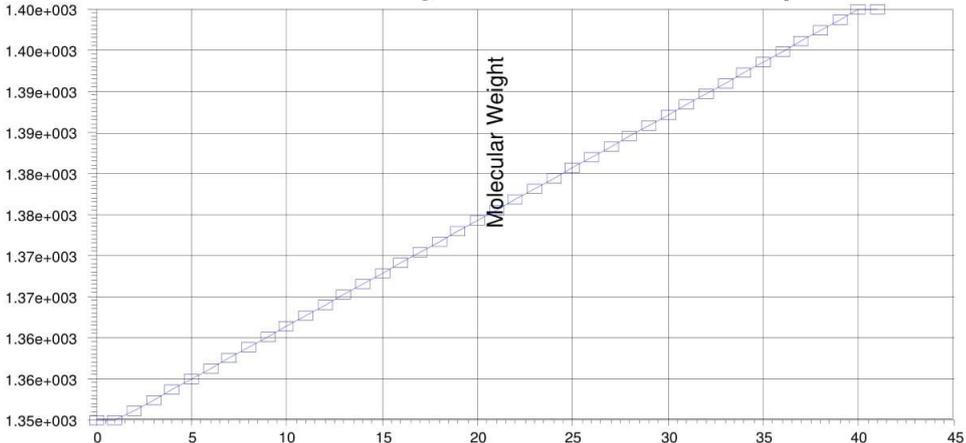
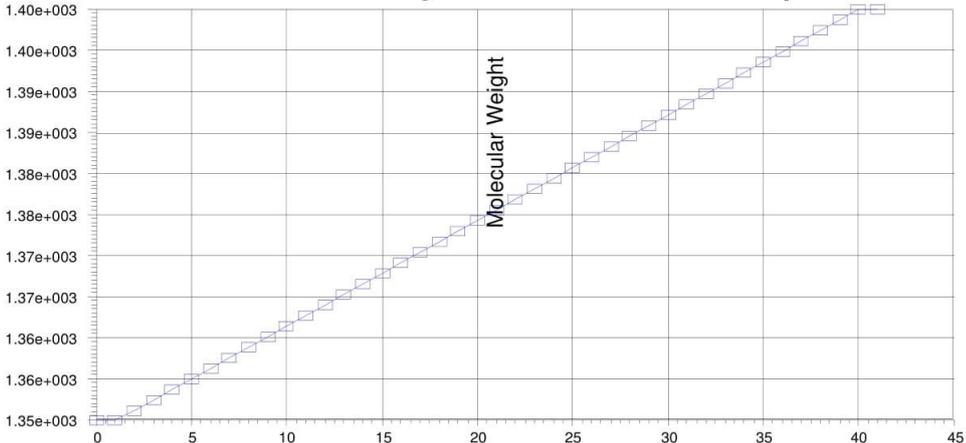
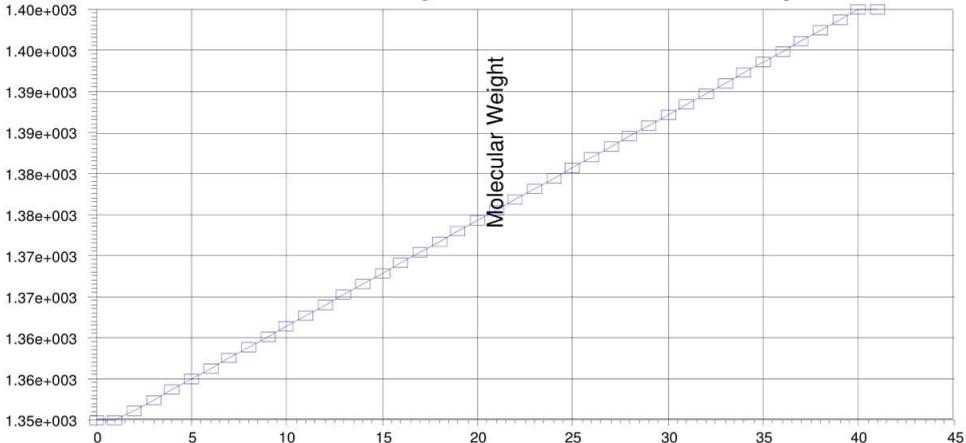
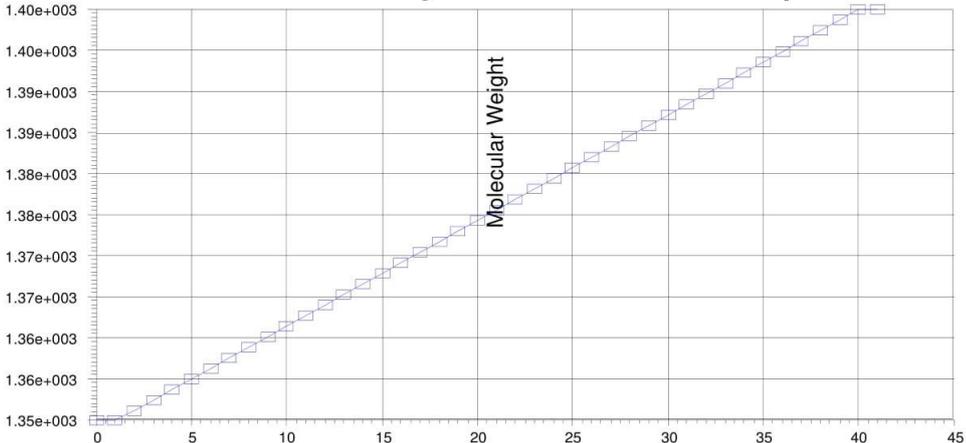
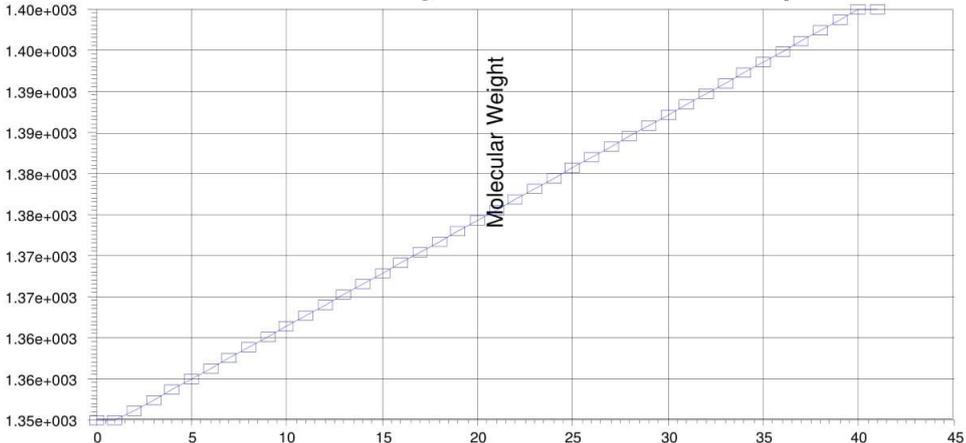
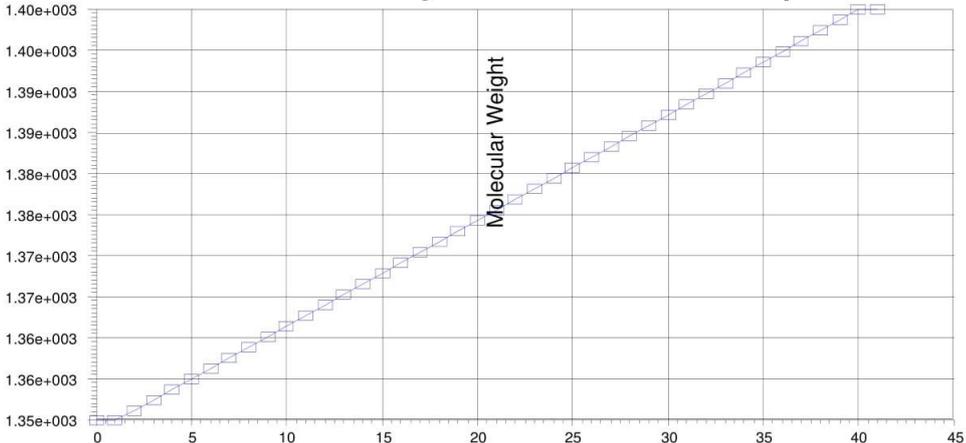
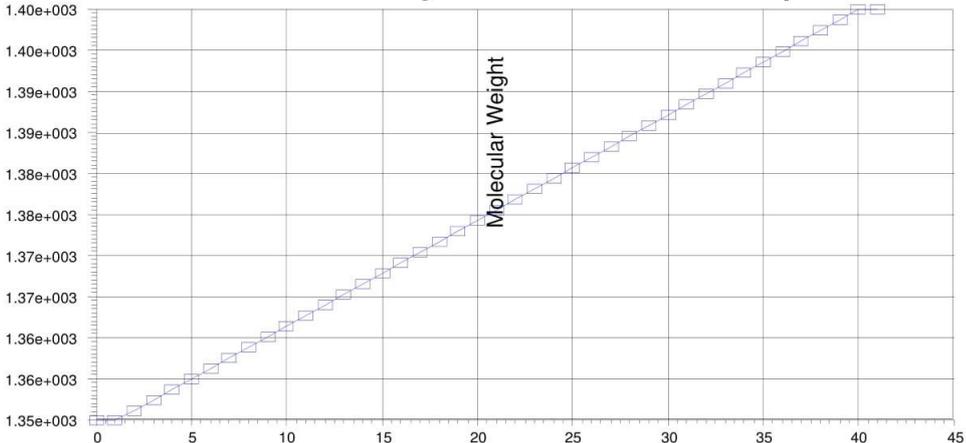
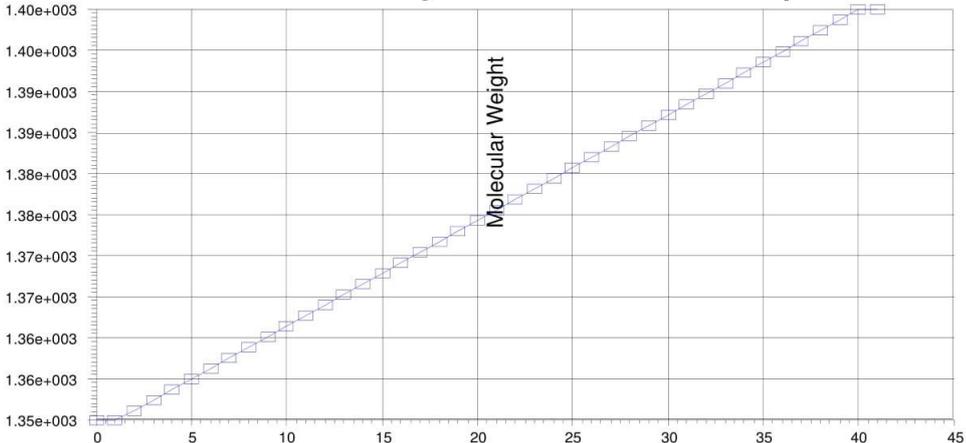
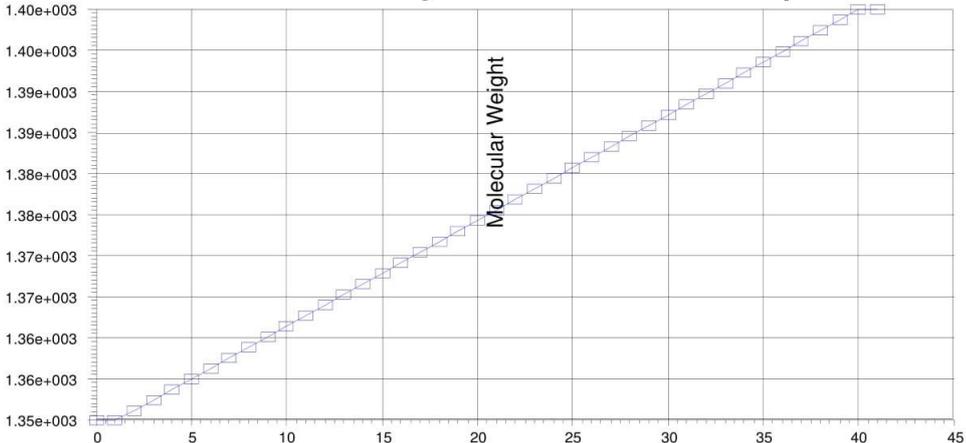
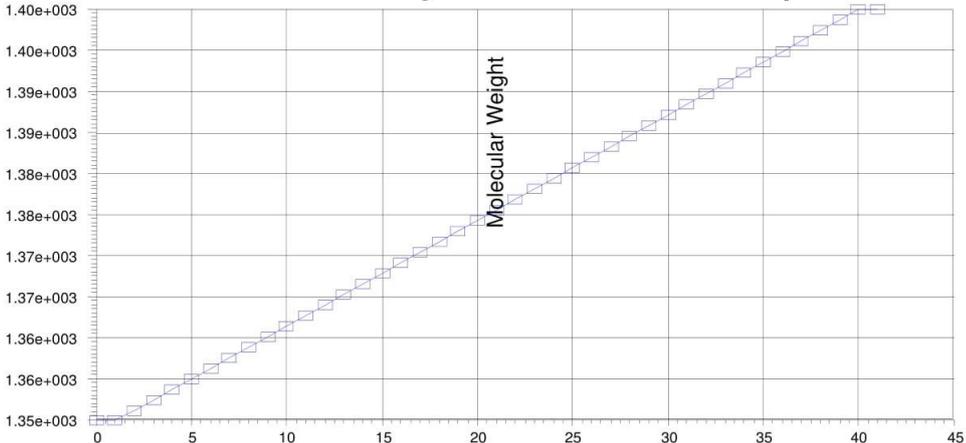
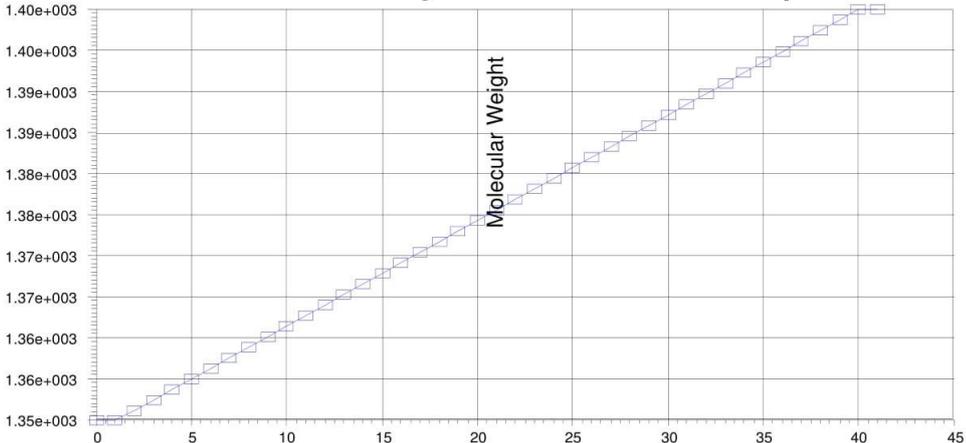
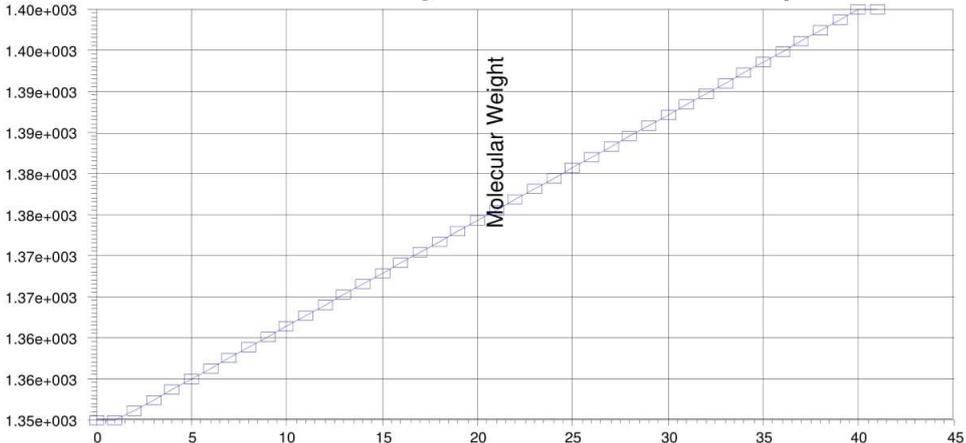
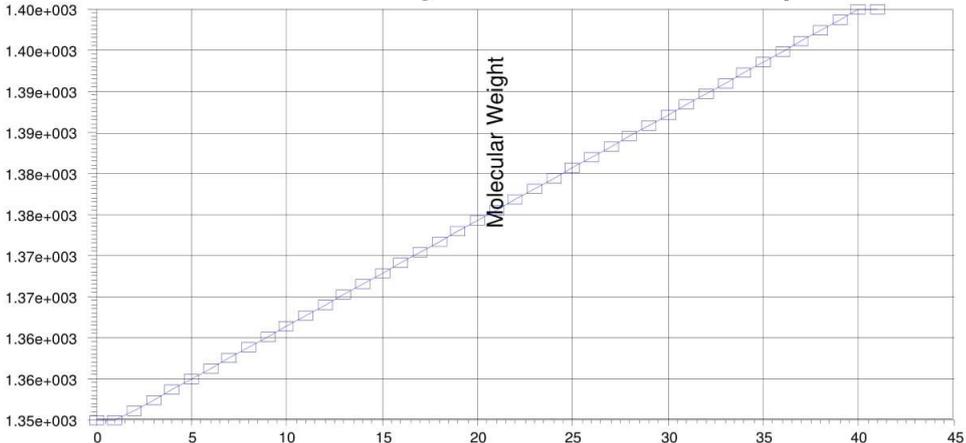
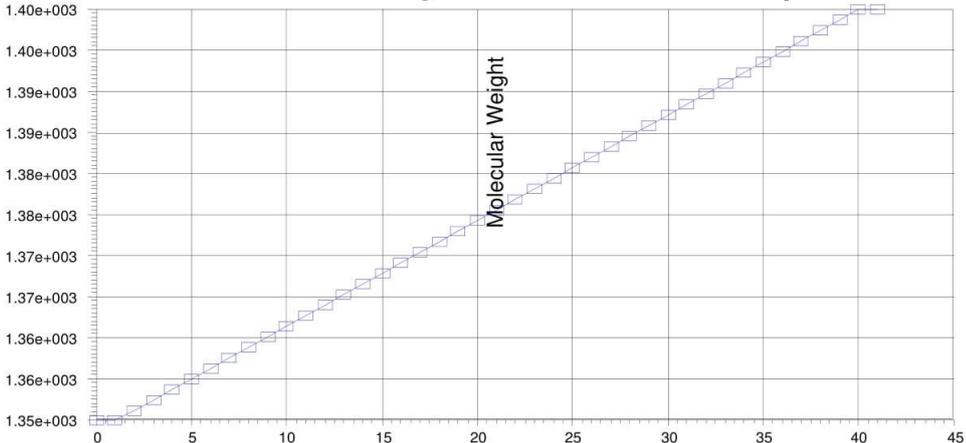
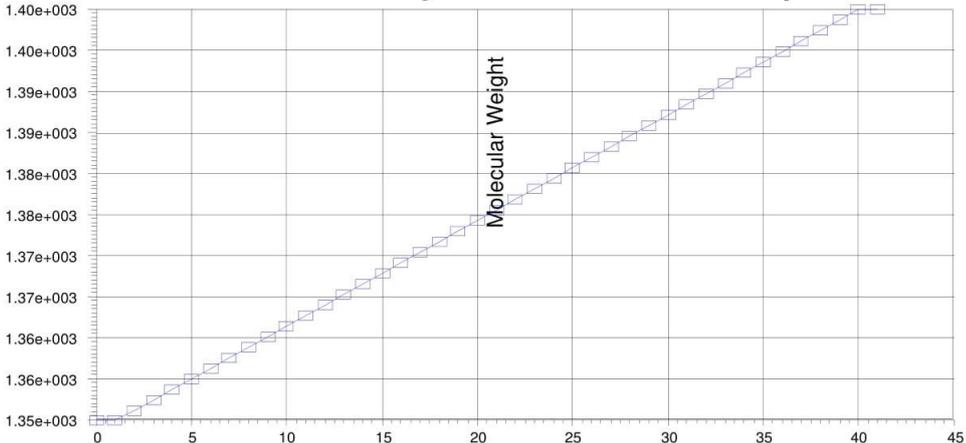
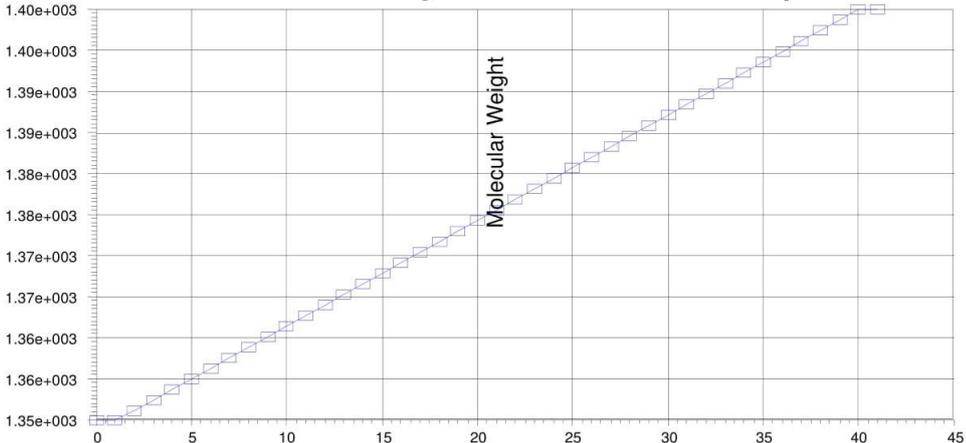
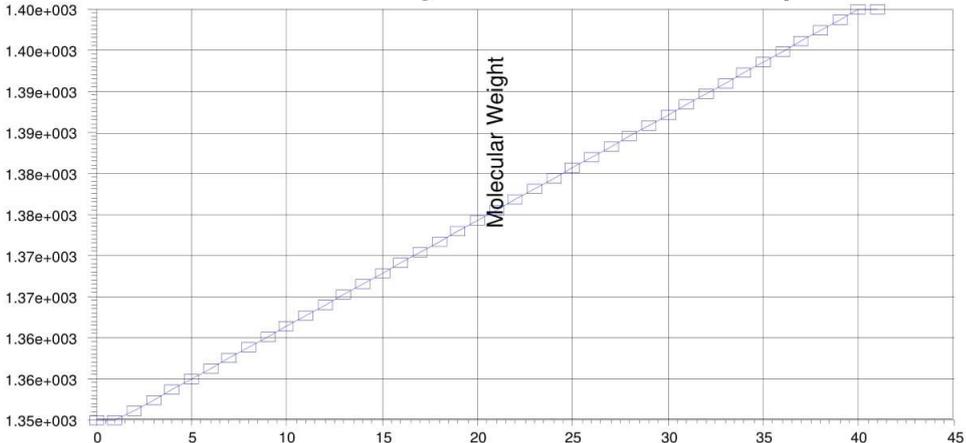
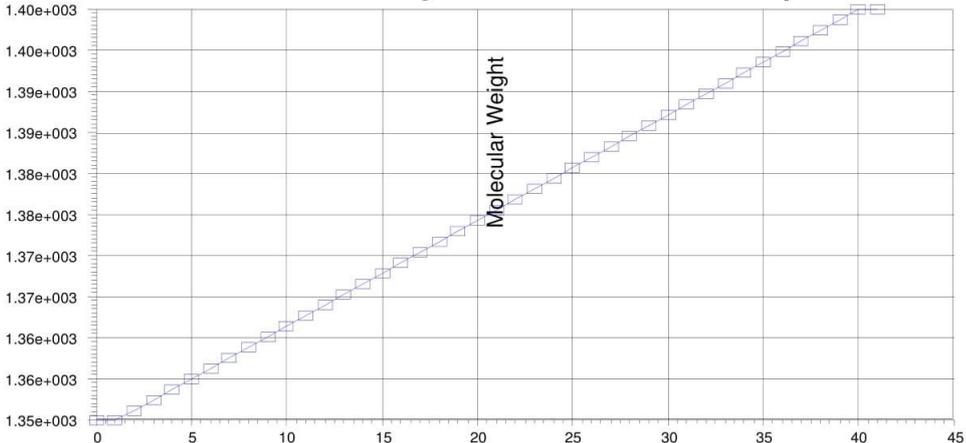
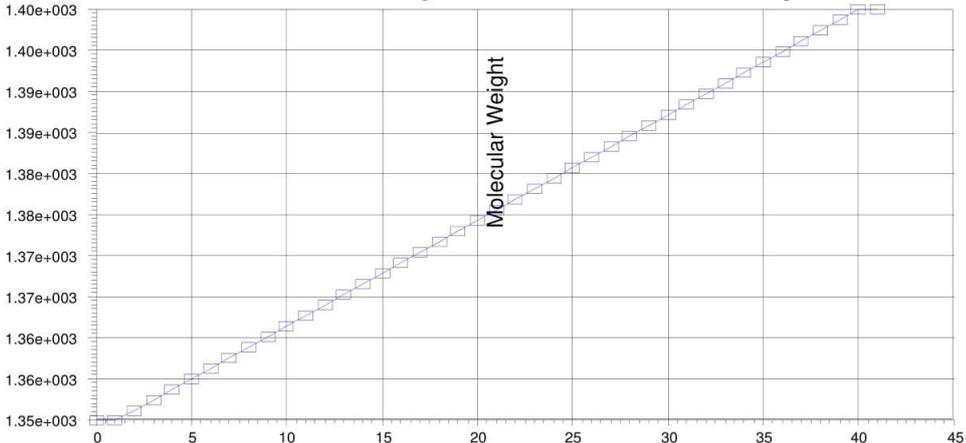
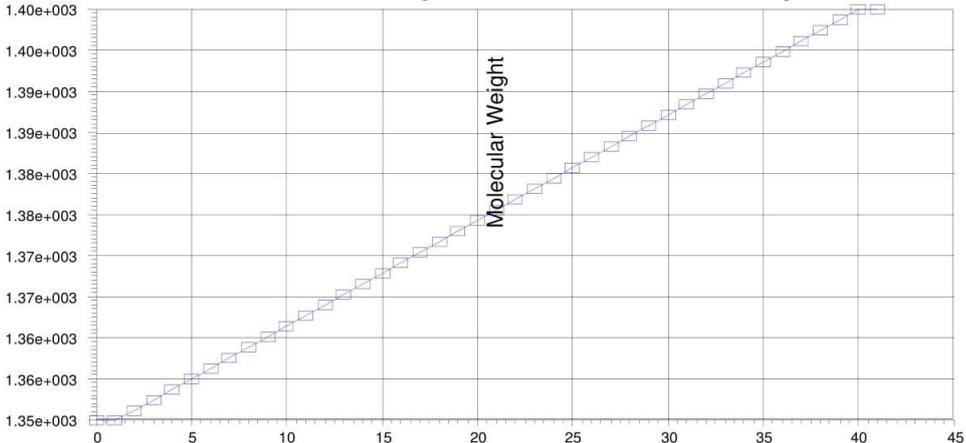
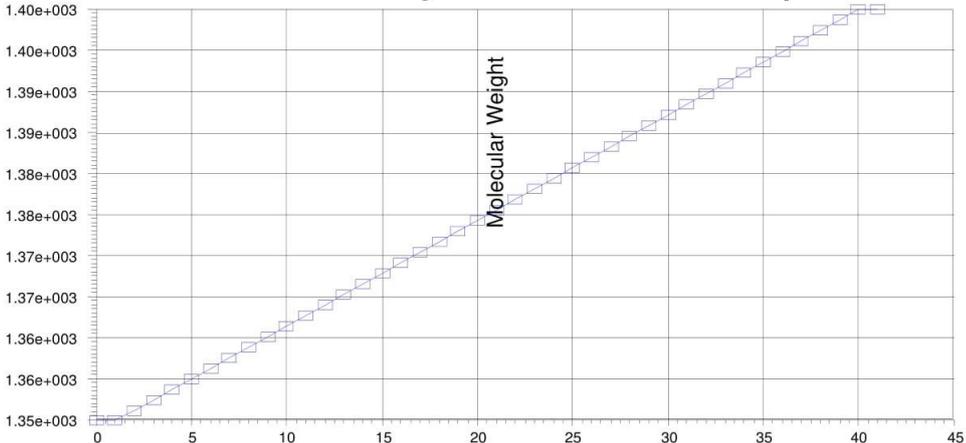
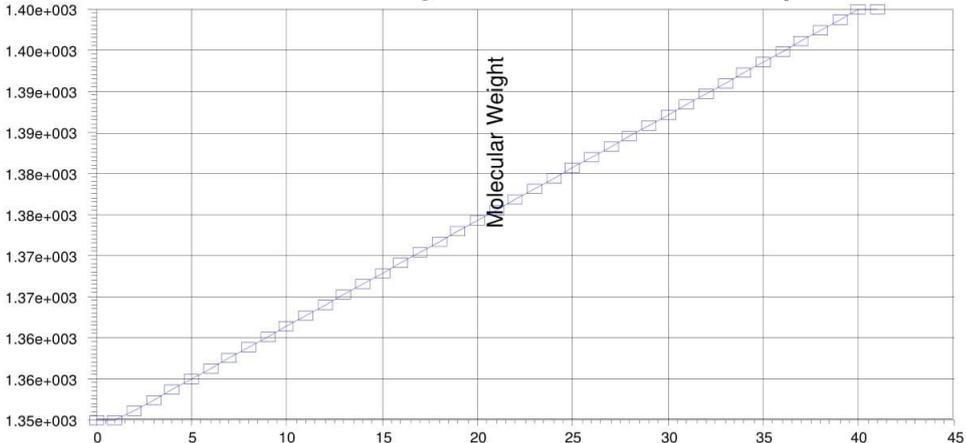
Licensed to: Company Name Not Available

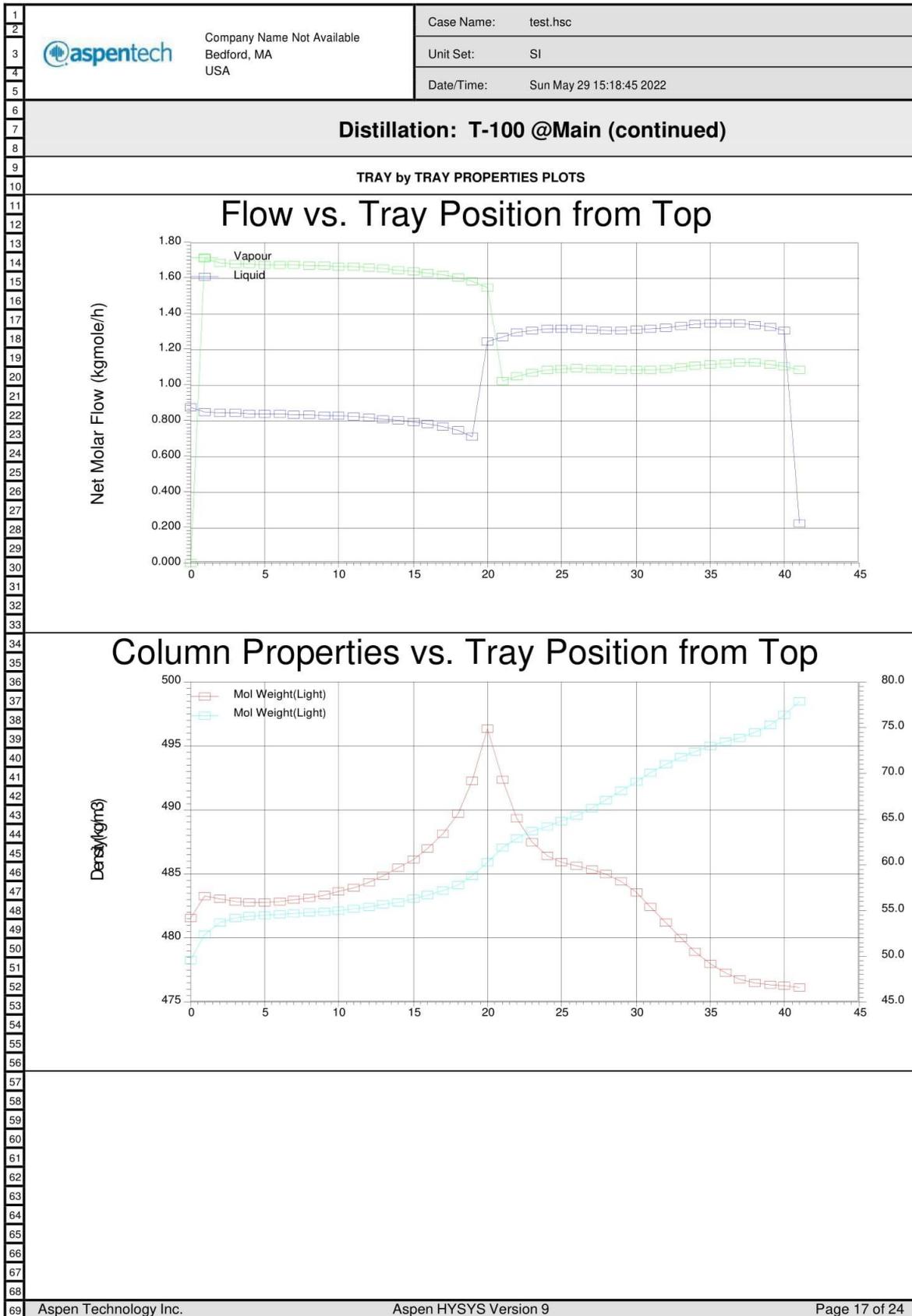
* Specified by user.

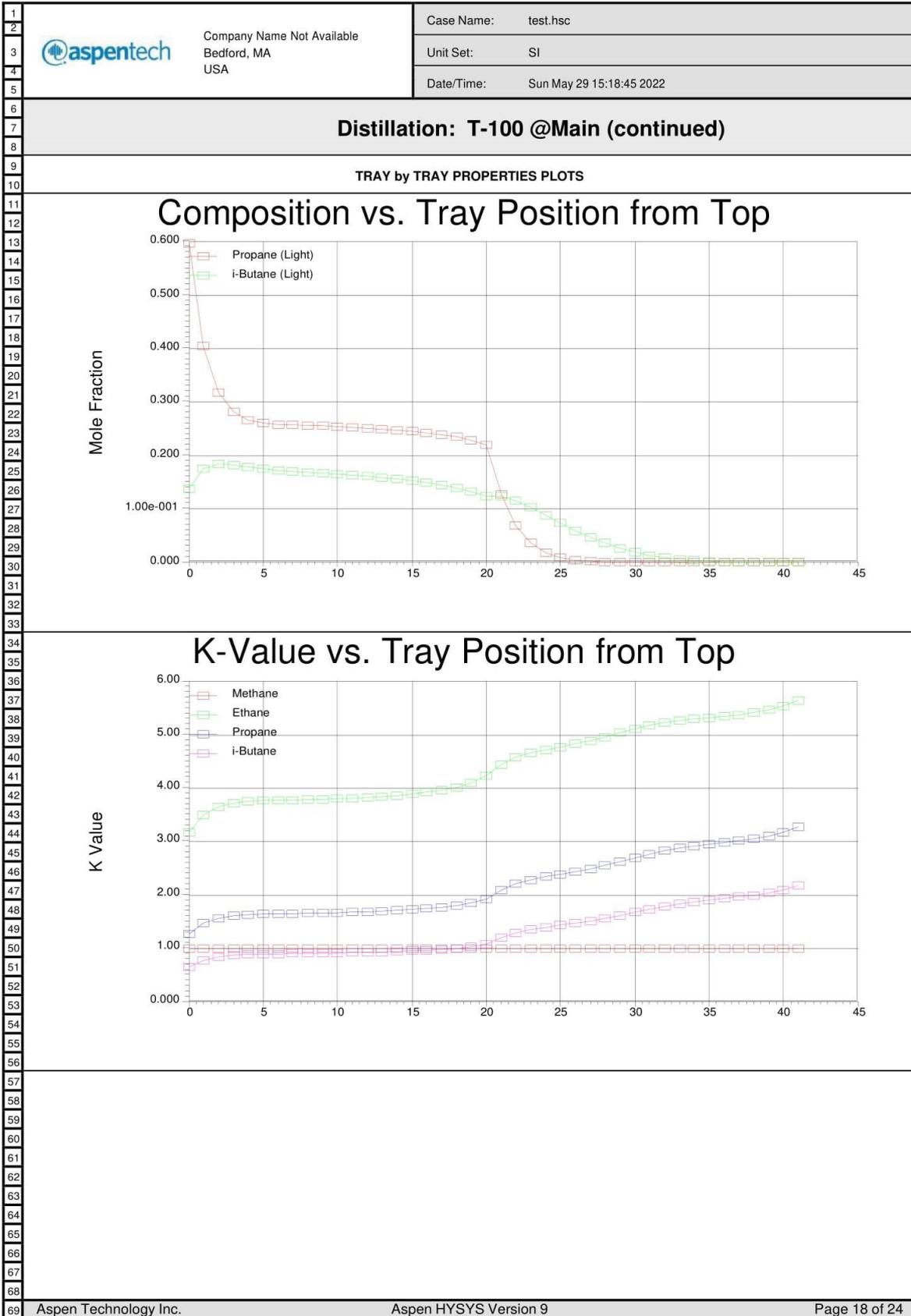
Annexe

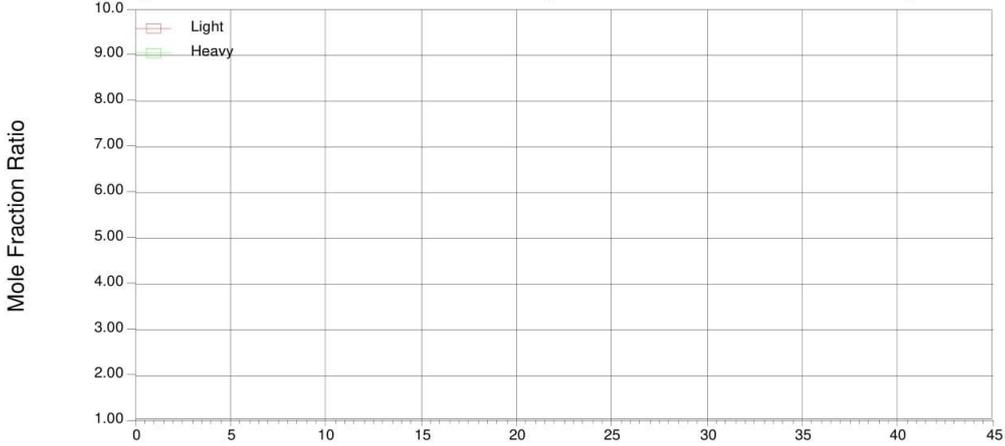
1	Company Name Not Available Bedford, MA USA				Case Name: test.hsc			
2					Unit Set: SI			
3					Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022			
4								
5								
6	Distillation: T-100 @Main (continued)							
7	COLUMN PROFILES							
8								
9								
10								
11		Temp (C)	Pres (kPa)	Net Liq (kg/h)	Net Vap (kg/h)	Net Feed (kg/h)	Net Draws (kg/h)	Duty (kJ/h)
12								
13	30_Main Tower	124.1	1387	90.77	71.88	---	---	---
14	31_Main Tower	127.7	1388	92.49	73.41	---	---	---
15	32_Main Tower	131.0	1390	94.24	75.13	---	---	---
16	33_Main Tower	134.0	1391	95.90	76.89	---	---	---
17	34_Main Tower	136.5	1392	97.33	78.54	---	---	---
18	35_Main Tower	138.6	1394	98.47	79.97	---	---	---
19	36_Main Tower	140.4	1395	99.30	81.11	---	---	---
20	37_Main Tower	142.2	1396	99.82	81.94	---	---	---
21	38_Main Tower	144.2	1397	100.1	82.46	---	---	---
22	39_Main Tower	146.7	1399	100.1	82.70	---	---	---
23	40_Main Tower	150.2	1400	100.2	82.75	---	---	---
24	Reboiler	155.0	1400	---	82.83	---	17.36	2.02e+004 *
25	Column Profiles Energy							
26		Temperature (C)		Liq Enthalpy (kJ/kgmole)		Vap Enthalpy (kJ/kgmole)		Heat Loss (kJ/h)
27								
28	Condenser	54.59		-1.279e+005		-1.088e+005		---
29	1_Main Tower	64.61		-1.321e+005		-1.123e+005		---
30	2_Main Tower	69.72		-1.338e+005		-1.141e+005		---
31	3_Main Tower	72.01		-1.344e+005		-1.149e+005		---
32	4_Main Tower	73.03		-1.347e+005		-1.152e+005		---
33	5_Main Tower	73.55		-1.348e+005		-1.153e+005		---
34	6_Main Tower	73.86		-1.349e+005		-1.154e+005		---
35	7_Main Tower	74.12		-1.350e+005		-1.154e+005		---
36	8_Main Tower	74.38		-1.352e+005		-1.155e+005		---
37	9_Main Tower	74.67		-1.353e+005		-1.155e+005		---
38	10_Main Tower	75.00		-1.356e+005		-1.155e+005		---
39	11_Main Tower	75.41		-1.358e+005		-1.156e+005		---
40	12_Main Tower	75.89		-1.361e+005		-1.157e+005		---
41	13_Main Tower	76.47		-1.365e+005		-1.158e+005		---
42	14_Main Tower	77.15		-1.370e+005		-1.159e+005		---
43	15_Main Tower	77.95		-1.375e+005		-1.160e+005		---
44	16_Main Tower	78.89		-1.380e+005		-1.161e+005		---
45	17_Main Tower	80.01		-1.387e+005		-1.163e+005		---
46	18_Main Tower	81.46		-1.396e+005		-1.164e+005		---
47	19_Main Tower	83.53		-1.409e+005		-1.165e+005		---
48	20_Main Tower	86.70		-1.430e+005		-1.166e+005		---
49	21_Main Tower	94.72		-1.445e+005		-1.200e+005		---
50	22_Main Tower	100.3		-1.453e+005		-1.224e+005		---
51	23_Main Tower	104.1		-1.459e+005		-1.239e+005		---
52	24_Main Tower	106.9		-1.463e+005		-1.248e+005		---
53	25_Main Tower	109.2		-1.469e+005		-1.255e+005		---
54	26_Main Tower	111.5		-1.475e+005		-1.261e+005		---
55	27_Main Tower	114.2		-1.484e+005		-1.269e+005		---
56	28_Main Tower	117.2		-1.494e+005		-1.279e+005		---
57	29_Main Tower	120.5		-1.505e+005		-1.290e+005		---
58	30_Main Tower	124.1		-1.517e+005		-1.304e+005		---
59	31_Main Tower	127.7		-1.527e+005		-1.318e+005		---
60	32_Main Tower	131.0		-1.537e+005		-1.332e+005		---
61	33_Main Tower	134.0		-1.544e+005		-1.344e+005		---
62	34_Main Tower	136.5		-1.549e+005		-1.355e+005		---
63	35_Main Tower	138.6		-1.554e+005		-1.363e+005		---
64	36_Main Tower	140.4		-1.557e+005		-1.369e+005		---
65	37_Main Tower	142.2		-1.560e+005		-1.373e+005		---
66	38_Main Tower	144.2		-1.563e+005		-1.376e+005		---
67	39_Main Tower	146.7		-1.568e+005		-1.379e+005		---
68	40_Main Tower	150.2		-1.574e+005		-1.382e+005		---
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 9			Page 9 of 24	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: test.hsc	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022	
4				
5	Distillation: T-100 @Main (continued)			
6	Sub-Flowsheet			
7	Internal Prod Stream	External Prod Stream	Transfer Basis	
8	Q Cond	Q Cond @Main	None Req'd	
9	distillat	distillat @Main	P-H Flash	
10	Residut	Residut @Main	P-H Flash	
11	VARIABLES			
12	Column Flowsheet Vars Available as Parameters			
13	Data Source	Variable	Component	Description
14				
15	COMPONENT MAPS			
16	Feed Streams			
17	Feed Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet	
18	Q Reb			
19				
20	Product Stream			
21	Product Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet	
22	Q Cond			
23	distillat			
24	DYNAMICS			
25	Vessel Dynamic Specifications			
26	Vessel	Reboiler	Condenser	
27	Diameter (m)	1.193	1.193	
28	Height.0 (m)	1.789	1.789	
29	Volume.0 (m3)	2.000 *	2.000 *	
30	Liquid Volume Percent (%)	50.00	50.00	
31	Level Calculator	Horizontal cylinder	Horizontal cylinder	
32	Fraction Calculator	Use levels and nozzles	Use levels and nozzles	
33	Vessel Delta P (kPa)	0.0000	0.0000	
34	Fixed Vessel P Spec (kPa)	1400	1350	
35	Fixed P Spec Active	Not Active	Not Active	
36	Other Equipment in Column Flowsheet			
37	Holdup Details			
38		Pressure (kPa)	Volume (m3)	Bulk Liquid Volume (m3)
39	Condenser	0.0000	0.0000 *	0.0000
40	1__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
41	2__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
42	3__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
43	4__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
44	5__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
45	6__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
46	7__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
47	8__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
48	9__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
49	10__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
50	11__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
51	12__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
52	13__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
53	14__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
54	15__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
55	16__Main Tower	0.0000	0.0000 *	0.0000
56	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9	
57	Licensed to: Company Name Not Available		Page 11 of 24	
58			* Specified by user.	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: test.hsc	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022	
4				
5				
6	Distillation: T-100 @Main (continued)			
7	COLUMN REFINERY ASSAY TABLES			
8	User Properties			
9	Assay Percent			
10				
11	99.0 %			
12	100.0 %			
13	TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS			
14	Temperature vs. Tray Position from Top			
15	Density Temperature (C)			
16				
17		Pressure vs. Tray Position from Top		
18				
19		Molecular Weight		
20				
21				
22				
23				
24				
25				
26				
27				
28				
29				
30				
31				
32				
33				
34				
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63				
64				
65				
66				
67				
68				
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 9	Page 16 of 24	





1			Case Name: test.hsc
2			Unit Set: SI
3	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022	
4			
5			
6	Distillation: T-100 @Main (continued)		
7			
8	TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS		
9			
10	Component Ratio vs. Tray Position from Top		
11			
12			
13			
14			
15			
16			
17			
18			
19			
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34	TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES		
35			
36	Column Temperature / Pressure Profile		
37			
38	Column Stage	Temperature (C)	Pressure (kPa)
39			
40	Condenser	54.59	1350
41	1_Main Tower	64.61	1350
42	2_Main Tower	69.72	1351
43	3_Main Tower	72.01	1353
44	4_Main Tower	73.03	1354
45	5_Main Tower	73.55	1355
46	6_Main Tower	73.86	1356
47	7_Main Tower	74.12	1358
48	8_Main Tower	74.38	1359
49	9_Main Tower	74.67	1360
50	10_Main Tower	75.00	1362
51	11_Main Tower	75.41	1363
52	12_Main Tower	75.89	1364
53	13_Main Tower	76.47	1365
54	14_Main Tower	77.15	1367
55	15_Main Tower	77.95	1368
56	16_Main Tower	78.89	1369
57	17_Main Tower	80.01	1371
58	18_Main Tower	81.46	1372
59	19_Main Tower	83.53	1373
60	20_Main Tower	86.70	1374
61	21_Main Tower	94.72	1376
62	22_Main Tower	100.3	1377
63	23_Main Tower	104.1	1378
64	24_Main Tower	106.9	1379
65	25_Main Tower	109.2	1381
66	26_Main Tower	111.5	1382
67	27_Main Tower	114.2	1383
68	28_Main Tower	117.2	1385
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 9	Page 19 of 24

Annexe

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: test.hsc	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022	
4				
5				
6	Distillation: T-100 @Main (continued)			
7				
8	TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES			
9				
10	Column Temperature / Pressure Profile			
11				
12	Column Stage	Temperature (C)	Pressure (kPa)	
13				
14	29_Main Tower	120.5		1386
15	30_Main Tower	124.1		1387
16	31_Main Tower	127.7		1388
17	32_Main Tower	131.0		1390
18	33_Main Tower	134.0		1391
19	34_Main Tower	136.5		1392
20	35_Main Tower	138.6		1394
21	36_Main Tower	140.4		1395
22	37_Main Tower	142.2		1396
23	38_Main Tower	144.2		1397
24	39_Main Tower	146.7		1399
25	40_Main Tower	150.2		1400
26	Reboiler	155.0		1400
27				
28	Column Flow Profile			
29				
30	Options Selected			
31	Molar flow is selected		Net is selected as flow basis	
32	Tray Number	Vapour (kgmole/h)	Bulk Liquid (kgmole/h)	
33				
34	Condenser	1.940e-009	0.8754	
35	1_Main Tower	1.714	0.8504	
36	2_Main Tower	1.689	0.8451	
37	3_Main Tower	1.684	0.8435	
38	4_Main Tower	1.682	0.8423	
39	5_Main Tower	1.681	0.8409	
40	6_Main Tower	1.679	0.8394	
41	7_Main Tower	1.678	0.8375	
42	8_Main Tower	1.676	0.8352	
43	9_Main Tower	1.674	0.8323	
44	10_Main Tower	1.671	0.8286	
45	11_Main Tower	1.667	0.8242	
46	12_Main Tower	1.663	0.8188	
47	13_Main Tower	1.657	0.8123	
48	14_Main Tower	1.651	0.8047	
49	15_Main Tower	1.643	0.7957	
50	16_Main Tower	1.634	0.7846	
51	17_Main Tower	1.623	0.7699	
52	18_Main Tower	1.608	0.7482	
53	19_Main Tower	1.587	0.7145	
54	20_Main Tower	1.553	1.247	
55	21_Main Tower	1.024	1.274	
56	22_Main Tower	1.051	1.296	
57	23_Main Tower	1.074	1.311	
58	24_Main Tower	1.088	1.318	
59	25_Main Tower	1.095	1.319	
60	26_Main Tower	1.096	1.317	
61	27_Main Tower	1.094	1.313	
62	28_Main Tower	1.091	1.311	
63	29_Main Tower	1.088	1.310	
64	30_Main Tower	1.087	1.312	
65	31_Main Tower	1.090	1.318	
66	32_Main Tower	1.095	1.326	
67	33_Main Tower	1.103	1.335	
68	34_Main Tower	1.112	1.343	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9	Page 20 of 24

Annexe

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA			Case Name: test.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022			
4							
5							
6	Distillation: T-100 @Main (continued)						
7	TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES						
8							
9							
10							
11	Tray Number	Vapour (kgmole/h)	Bulk Liquid (kgmole/h)				
12							
13	35_Main Tower	1.120	1.348				
14	36_Main Tower	1.126	1.351				
15	37_Main Tower	1.128	1.349				
16	38_Main Tower	1.126	1.342				
17	39_Main Tower	1.119	1.329				
18	40_Main Tower	1.106	1.311				
19	Reboiler	1.088	0.2228				
20	Column Properties Profile						
21	Options Selected						
22	Mass basis is selected						
23	Stage	Surf Tens (dyne/cm)	Mol Wt L-Liq	Dens L-Liq (kg/m3)	Visc L-Liq (cP)	Therm Con L-Liq (W/m-K)	Heat Cap L-Liq (kJ/kg-C)
24	Condenser	5.35	49.7	482	9.50e-002	7.86e-002	3.02
25	1_Main Tower	5.23	52.4	483	9.62e-002	7.48e-002	3.03
26	2_Main Tower	5.14	53.7	483	9.61e-002	7.31e-002	3.05
27	3_Main Tower	5.10	54.2	483	9.59e-002	7.24e-002	3.06
28	4_Main Tower	5.08	54.5	483	9.57e-002	7.21e-002	3.06
29	5_Main Tower	5.07	54.6	483	9.57e-002	7.20e-002	3.06
30	6_Main Tower	5.07	54.7	483	9.56e-002	7.19e-002	3.06
31	7_Main Tower	5.06	54.8	483	9.56e-002	7.19e-002	3.06
32	8_Main Tower	5.06	54.8	483	9.56e-002	7.18e-002	3.06
33	9_Main Tower	5.06	55.0	483	9.56e-002	7.18e-002	3.06
34	10_Main Tower	5.06	55.1	484	9.57e-002	7.17e-002	3.06
35	11_Main Tower	5.06	55.3	484	9.57e-002	7.17e-002	3.06
36	12_Main Tower	5.06	55.5	484	9.58e-002	7.16e-002	3.06
37	13_Main Tower	5.06	55.7	485	9.59e-002	7.16e-002	3.05
38	14_Main Tower	5.06	56.0	486	9.61e-002	7.15e-002	3.05
39	15_Main Tower	5.07	56.3	486	9.62e-002	7.15e-002	3.04
40	16_Main Tower	5.08	56.7	487	9.65e-002	7.14e-002	3.04
41	17_Main Tower	5.09	57.2	488	9.68e-002	7.13e-002	3.03
42	18_Main Tower	5.12	57.9	490	9.74e-002	7.13e-002	3.02
43	19_Main Tower	5.17	58.8	492	9.84e-002	7.12e-002	3.01
44	20_Main Tower	5.27	60.4	496	0.100	7.12e-002	2.98
45	21_Main Tower	5.01	62.0	492	9.76e-002	6.89e-002	3.04
46	22_Main Tower	4.84	63.0	489	9.58e-002	6.76e-002	3.08
47	23_Main Tower	4.71	63.7	488	9.51e-002	6.67e-002	3.11
48	24_Main Tower	4.61	64.3	486	9.45e-002	6.61e-002	3.13
49	25_Main Tower	4.55	64.8	486	9.40e-002	6.56e-002	3.14
50	26_Main Tower	4.50	65.5	486	9.36e-002	6.53e-002	3.15
51	27_Main Tower	4.45	66.2	485	9.30e-002	6.50e-002	3.16
52	28_Main Tower	4.39	67.1	485	9.24e-002	6.47e-002	3.17
53	29_Main Tower	4.31	68.1	484	9.16e-002	6.43e-002	3.18
54	30_Main Tower	4.23	69.2	484	9.08e-002	6.39e-002	3.20
55	31_Main Tower	4.15	70.2	482	8.99e-002	6.35e-002	3.22
56	32_Main Tower	4.07	71.1	481	8.90e-002	6.32e-002	3.24
57	33_Main Tower	3.99	71.8	480	8.82e-002	6.30e-002	3.25
58	34_Main Tower	3.92	72.5	479	8.76e-002	6.28e-002	3.27
59	35_Main Tower	3.87	73.0	478	8.72e-002	6.28e-002	3.28
60	36_Main Tower	3.82	73.5	477	8.69e-002	6.29e-002	3.30
61	37_Main Tower	3.79	74.0	477	8.68e-002	6.29e-002	3.31
62	38_Main Tower	3.76	74.6	477	8.69e-002	6.29e-002	3.31
63	39_Main Tower	3.74	75.3	476	8.70e-002	6.28e-002	3.32
64	40_Main Tower	3.70	76.4	476	8.73e-002	6.25e-002	3.33
65	Reboiler	3.66	77.9	476	8.75e-002	6.20e-002	3.35
66	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 9		Page 21 of 24	
67	Licensed to: Company Name Not Available					* Specified by user.	

Annexe

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	test.hsc
2			Unit Set:	SI
3			Date/Time:	Sun May 29 15:18:45 2022
4				
5				
6	Distillation: T-100 @Main (continued)			
7				
8	TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES			
9				
10				
11				
12				
13	Column Composition Profile			
14				
15	Options Selected			
16	Fraction is selected as the composition basis		Net is selected as flow basis	
17	Molar basis is selected			
18	Stage	Propane L-Liq	i-Butane L-Liq	
19				
20	Condenser	0.5970	0.1379	
21	1_Main Tower	0.4049	0.1758	
22	2_Main Tower	0.3172	0.1841	
23	3_Main Tower	0.2813	0.1823	
24	4_Main Tower	0.2670	0.1785	
25	5_Main Tower	0.2612	0.1751	
26	6_Main Tower	0.2587	0.1724	
27	7_Main Tower	0.2573	0.1703	
28	8_Main Tower	0.2564	0.1686	
29	9_Main Tower	0.2555	0.1670	
30	10_Main Tower	0.2545	0.1654	
31	11_Main Tower	0.2532	0.1636	
32	12_Main Tower	0.2518	0.1615	
33	13_Main Tower	0.2500	0.1590	
34	14_Main Tower	0.2479	0.1562	
35	15_Main Tower	0.2454	0.1529	
36	16_Main Tower	0.2425	0.1492	
37	17_Main Tower	0.2391	0.1449	
38	18_Main Tower	0.2349	0.1399	
39	19_Main Tower	0.2291	0.1334	
40	20_Main Tower	0.2209	0.1247	
41	21_Main Tower	0.1278	0.1251	
42	22_Main Tower	0.0698	0.1165	
43	23_Main Tower	0.0367	0.1033	
44	24_Main Tower	0.0188	0.0885	
45	25_Main Tower	0.0094	0.0738	
46	26_Main Tower	0.0046	0.0600	
47	27_Main Tower	0.0022	0.0474	
48	28_Main Tower	0.0010	0.0363	
49	29_Main Tower	0.0005	0.0269	
50	30_Main Tower	0.0002	0.0192	
51	31_Main Tower	0.0001	0.0132	
52	32_Main Tower	0.0000	0.0088	
53	33_Main Tower	0.0000	0.0058	
54	34_Main Tower	0.0000	0.0037	
55	35_Main Tower	0.0000	0.0023	
56	36_Main Tower	0.0000	0.0014	
57	37_Main Tower	0.0000	0.0008	
58	38_Main Tower	0.0000	0.0005	
59	39_Main Tower	0.0000	0.0003	
60	40_Main Tower	0.0000	0.0002	
61	Reboiler	0.0000	0.0001	
62	Heavy/Light Key Component Ratios			
63				
64	Options Selected			
65	Molar basis is selected			
66				
67				
68				
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9	
	Licensed to: Company Name Not Available		Page 22 of 24	
			* Specified by user.	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: test.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun May 29 15:18:45 2022			
4						
5						
6	Distillation: T-100 @Main (continued)					
7						
8	TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES					
9						
10	Column K-Values Profile					
11						
12						
13	Tray Number	Methane	Ethane	Propane	i-Butane	
14	Condenser	1.000	3.177	1.277	0.6589	
15	1_Main Tower	1.000	3.505	1.474	0.7845	
16	2_Main Tower	1.000	3.663	1.577	0.8526	
17	3_Main Tower	1.000	3.731	1.623	0.8837	
18	4_Main Tower	1.000	3.760	1.643	0.8974	
19	5_Main Tower	1.000	3.773	1.652	0.9041	
20	6_Main Tower	1.000	3.781	1.658	0.9079	
21	7_Main Tower	1.000	3.786	1.662	0.9109	
22	8_Main Tower	1.000	3.792	1.666	0.9140	
23	9_Main Tower	1.000	3.799	1.671	0.9174	
24	10_Main Tower	1.000	3.808	1.677	0.9216	
25	11_Main Tower	1.000	3.819	1.685	0.9267	
26	12_Main Tower	1.000	3.833	1.694	0.9329	
27	13_Main Tower	1.000	3.851	1.706	0.9405	
28	14_Main Tower	1.000	3.873	1.720	0.9496	
29	15_Main Tower	1.000	3.900	1.736	0.9605	
30	16_Main Tower	1.000	3.932	1.756	0.9734	
31	17_Main Tower	1.000	3.972	1.780	0.9893	
32	18_Main Tower	1.000	4.028	1.812	1.010	
33	19_Main Tower	1.000	4.111	1.860	1.041	
34	20_Main Tower	1.000	4.246	1.936	1.089	
35	21_Main Tower	1.000	4.454	2.105	1.213	
36	22_Main Tower	1.000	4.585	2.220	1.302	
37	23_Main Tower	1.000	4.668	2.296	1.362	
38	24_Main Tower	1.000	4.729	2.352	1.405	
39	25_Main Tower	1.000	4.782	2.400	1.443	
40	26_Main Tower	1.000	4.838	2.448	1.480	
41	27_Main Tower	1.000	4.900	2.502	1.523	
42	28_Main Tower	1.000	4.969	2.565	1.572	
43	29_Main Tower	1.000	5.042	2.633	1.628	
44	30_Main Tower	1.000	5.113	2.705	1.686	
45	31_Main Tower	1.000	5.178	2.773	1.745	
46	32_Main Tower	1.000	5.231	2.835	1.798	
47	33_Main Tower	1.000	5.273	2.887	1.844	
48	34_Main Tower	1.000	5.305	2.930	1.883	
49	35_Main Tower	1.000	5.331	2.966	1.916	
50	36_Main Tower	1.000	5.355	2.997	1.944	
51	37_Main Tower	1.000	5.382	3.029	1.973	
52	38_Main Tower	1.000	5.419	3.066	2.005	
53	39_Main Tower	1.000	5.471	3.117	2.048	
54	40_Main Tower	1.000	5.546	3.188	2.108	
55	Reboiler	1.000	5.648	3.285	2.190	
56	NOTES					
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Aspen Technology Inc. Licensed to: Company Name Not Available		Aspen HYSYS Version 9			Page 24 of 24 * Specified by user.

Résumé

Dans le cadre du plan de développement à mettre en œuvre pour le champ de traitement d'Oued Noumer suite à l'augmentation de la richesse en GPL et en condensat qui est dû à la découverte de nouveaux gisements. L'installation du centre de traitement doit répondre à ce profil élevé dans les normes et spécifications demandées. L'objectif de ce travail est d'étudier l'influence de cette augmentation de charge qui alimente le débutaniseur pour cette raison, nous avons choisi le simulateur Aspen Tech HYSYS.

Nous avons utilisé le simulateur HYSYS après validation du modèle thermodynamique et optimiser les paramètres de fonctionnement de la colonne par réduction du taux de reflux froid qui a permis de diminuer l'énergie consommée et maximiser le rendement. D'autre part, on a augmenté progressivement la charge tout en maintenant la colonne à sa charge limite ce qui a démontré que la colonne assure une bonne rectification avec un profil élevé.

Mots clés : GPL, condensat, débutaniseur, optimisation, simulation, Aspen Tech HYSYS.

Abstract

As part of the development plan to be implemented for the Oued Noumer treatment field following the increase in the wealth of LPG and condensate which is due to the discovery of new deposits. The processing center facility must meet this high profile within the standards and specifications demanded.

The objective of this work is to study the influence of this increase in load, which feeds the debutanizer for this reason; we have chosen the Aspen Tech HYSYS simulator.

We used the HYSYS simulator after validating the thermodynamic model and optimizing the operating parameters of the column by reducing the cold reflux rate, which made it possible to reduce the energy consumed and maximize the yield. On the other hand, the load was gradually increased while maintaining the column at its limit load, which demonstrated that the column provides good rectification with a high profile.

Keywords: LPG, condensate, debutanizer, optimization, simulation, Aspen Tech HYSYS.

ملخص

كجزء من خطة التطوير التي سيتم تنفيذها لحقل معالجة الغاز واد نومر وبعد زيادة ثروة غاز البترول المسال والمكثفات نتيجة اكتشاف حقول جديدة. يجب أن تفي وحدة معالجة الغاز بهذا المستوى العالي في المعايير والمواصفات المطلوبة. الهدف من هذا العمل هو دراسة تأثير هذه الزيادة على عمود التقطير، وقد اخترنا جهاز محاكاة Aspen Tech HYSYS.

استخدمنا جهاز محاكاة HYSYS بعد التحقق من صحة النموذج الديناميكي الحراري وتحسين معاملات التشغيل للعمود عن طريق تقليل معدل الإرتداد البارد مما جعل من الممكن تقليل الطاقة المستهلكة وزيادة العائد. من ناحية أخرى، تم زيادة الحمل تدريجيًا مع الحفاظ على العمود عند حملة الأقصى، مما يدل على أن العمود يوفر تصحيحًا جيدًا بمظهر عالٍ.

الكلمات الرئيسية: غاز البترول المسال، المكثفات، المبتدأ، التحسين، المحاكاة Aspen Tech HYSYS.