

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEURE ET DE LA RECHERCHE



SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA

Faculté Des Sciences Appliquees

Département Génie des Procédés



Mémoire de fin d'etudes

Pour Obtenir le Diplôme de Master

MASTER Académique

Spécialité : Sciences Technologie

Option : Génie Chimique

Présenté par : ABADI Imad Eddin et HADJAJ Abdelhk



Soutenu publiquement

Le 06 / 07 /2019.

Devant le jury :

M. Djamel MEENNOUCHE

M.C UKM Ouargla

Président

M. Oussama Bacha

M.A UKM Ouargla

Examineur

M. SAIDAT Mustapha

M.A UKM Ouargla

Encadreur

M. BENARIMA Zine Elabidine

M.A USTB Alger

Co-encadreur

Année Universitaire: 2018/2019

Remerciement



Tout d'abord, je remercie le de m'avoir

Donné la Puissance pour achever mes études supérieures.

Je remercie Mon promoteur Mr SAIDAT Mustapha

*M'avoir encadré et Co-encadreur, Zine elabidine Benarima aidé et
orienté par ses conseils fructueux.*

Nous remercions le jury Djamel MEENNOUCHE et Oussama Bacha

Je remercie tous les professeurs qui ont contribué À ma

Formation à L'université.

Sans oublier les personnels de chantier niveau de MPP0 à Hassi-R'mel

Qui me donne beaucoup des informations Ainsi qu'à Tous

Ceux qui ont contribué de près ou de loin à la Réalisation de

Ce modeste travail.

ABADI Imad Eddin

HADJADI Abdelhak

Dédicace



Je dédie ce modeste travail à :

➤ *La cause de mon existence :*

Ma très chère mère

Mon très chère père

➤ *A cher encadreur Mr SAIDAT Mustapha*

➤ *Mes frères*

➤ *Mes soeurs.*

➤ *Mes deux grandes mère.*

➤ *Toute les famille abadi et les gents de Commune oued souf*

A toute personne connue ABADI Imad Eddin

Merci pour vous tous

Dédicace



Je dédie ce modeste travail à :

➤ *La cause de mon existence :*

Ma très chère mère

Mon très chère père

➤ *A cher encadreur Mr SAIDAT Mustapha*

➤ *Mes frères*

➤ *Mes soeurs.*

➤ *Mes deux grandes mère.*

➤ *Toute les famille HADJADJ et les gents de Commune ouargla*

➤ *A toute personne connue HADJADJ Abdelhak*

Merci pour vous tous

Liste des figures

Figure	Page
Fig. I.1. Réserves mondiales prouvées de gaz naturel	6
Fig. I.2. Production mondiale de gaz naturel	7
Fig. I.3. Représentation des molécules butane et propane	9
Fig. I.4. Présentation De Champs Hassi-R'mel	10
Fig. I.5. Zones Industrielles De Champ Hassi-R'mel	14
Fig. I.6. Plan De Procédé De Traitement De l'unité HP	17
Fig. I.7. Stabilisation de condensat et récupération de GPL	20
Fig. II.1. Echange de chaleur par conduction	25
Fig. II.2. Echange de chaleur par convection	25
Fig. II.3. Echangeur double tube	27
Fig. II.4. Echangeur tubulaire a faisceau et calandre	27
Fig. II.5. Echangeur de chaleur en serpentín	28
Fig. II.6. Echangeur de chaleur a plaques avec joint étanche	28
Fig. II.7 Echangeur de chaleur a plaques soudées	29
Fig. II.8. Echangeur de chaleur a surface augmentée	29
Fig. II.9. Transfert de chaleur par contact indirect	30
Fig. II.10. Circulation à contre-courant	31
Fig. II.11. Circulation a co-courant	31
Fig. II.12. Circulation courant croise	31
Fig. II.13. 1 Passe cote tube, 1 passe cote calandre	32
Fig. II.14. 4 Passe cote tube, 1 passe cote calandre	32
Fig. III.1. Evolution de la pression du gisement au cours du temps	35
Fig. III.2. Schéma a représente la procédure de sélection de type de model thermodynamique	37
Fig. III.3. Schéma de cas design par simulateur HYSYS	39
Fig. III.4. Schéma de cas actuel par simulateur HYSYS	43
Fig. III.5. Schéma simulation cas 4 échangeurs par simulateur HYSYS	45
Fig. III.6. Températures des deux cas	47
Fig. III.7. Pressions des deux cas	47

Fig. III.8. Pouvoir calorifiques supérieurs des deux cas	47
Fig. III.9. Teneur en C_3^+ des deux cas	48
Fig. III.10. Points de rosée des deux cas	48
Fig. III.11. Teneur en eau des deux cas	48
Fig. III.12. Pressions des deux cas	50
Fig. III.13. Débits massiques des deux cas	50
Fig. III.14. Températures des deux cas	50
Fig. III.15. Débits volumiques de propane	51

Liste des tableaux

Tableau	Page
Tableau I.1. 15 premiers pays au monde selon les réserves prouvées	6
Tableau I.2. 15 premiers pays producteurs de gaz naturel au monde	7
Tableau I.3. Spécifications d'un gaz commercial	8
Tableau I.4. Caractéristique Butane et Propane	9
Tableau I.5. Secteurs industriels de champ Hassi-R'mel	12
Tableau I.6. Spécification des produits finis	16
Tableau I.7. Composition de gaz brut à l'entrée de MMP0	17
Tableau III.1. Domaine d'application du modèle Peng-Robinson	37
Tableau III.2. Composition de la charge dans le cas design	39
Tableau III.3. Spécifications de la charge dans le cas design	39
Tableau III.4. Comparaison de la composition à la sortie de gaz de vente et de liquide	40
Tableau III.5. Vérification des paramètres à la sortie de gaz de vente et de liquide	40
Tableau III.6. Composition de la charge dans le cas actuel	43
Tableau III.7. Spécifications de la charge dans le cas actuel	43
Tableau III.8. Comparaison de la composition à la sortie de gaz de vente	44
Tableau III.9. Paramètres et la composition de gaz de vente des cas 4 et 3 échangeurs Simulés	46
Tableau III.10. Paramètres et la composition de liquide des cas 3 et 4 échangeurs simulés	49
Tableau III.11. Spécification de propane	51

NOMENCLATURE

HP	Haute Pression
MPP0	Model Processing Plant 0
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfiés
TVR	Tension de Vapeur Reid
CSTF	Centre de Stockage et Transport des Fluides
CNDG	Centre National de Dispatching de Gaz
SBC	Station BOOSTING Centre
SCN	Station de Compression Nord
SCS	Station de Compression Sud
SP	Station de Pompage
GNL	Gaz Naturel Liquéfié
DEG	Di-Ethylène de Glycol
CTH	Centre de Traitement d’Huile
PCS	Pouvoir Calorifique Supérieur
PCI	Pouvoir Calorifique Inférieur
ϕ	Flux de chaleur transmis par rayonnement (W)
Σ	Constante de Stefan
ϵ_p	Facteur d’émission de la surface
T_p	Facteur d’émission de la surface
T_∞	Température du milieu environnant la surface (K)
S	Aire de la surface (m ²)
VT	Débit volumique de gaz
N_T	Débit volumique de gaz
m_T	Masse du gaz.
M_{gaz}	Masse molaire du gaz
M_{air}	Masse molaire de l’air.
β	Débit du propane
ρ_{gaz}	Masse volumique du gaz

SOMMAIRE

Titres	Pages
Remerciements	I
Dédicace A	II
Dédicace H	III
Liste des figures	IV
Liste des tableaux	VI
Nomenclateurs	VII
Résumé	VIII
Sommaire	IX
Introduction générale	1

Chapitre I : Généralité sur le gaz naturel, les produits finis et Hassi-R'mel

I.1 Définition de gaz naturel	2
I.2 Caractéristiques de gaz naturel	2
I.2.1 Densité et masse volumique	2
I.2.2 Pouvoir calorifique supérieur et inférieur	3
I.2.3 Composition chimique	3
I.2.4 Facteur de compressibilité	3
I.3 Types des gaz naturels	4
I.3.1 Gaz conventionnels	4
I.3.2 Gaz non conventionnels	4
I.4 Avantages spécifiques de gaz naturel	5
I.4.1 Economique	5
I.4.2 Environnement	5
I.4.3 Transport	5
I.4.4 Multi-utilisations	5
I.4.5 Disponible	5
I.5 Production de gaz naturel	5
I.5.1 Au monde	5
I.5.2 En Algérie	8
I.6 Produits finis	8
I.6.1 Gaz sec	8
I.6.2 GPL	8
I.6.3 Condensat	9
I.7 Situation géographique	10
I.7.1 Historique et développement de champs Hassi-R'mel	10
I.7.2 Installations gazière de champs Hassi-R'mel	12
I.7.3 Procédés de traitement de gaz	14
I.7.4 Présentation de module 0 « MPP0 »	15
I.7.5. Composition de la charge de l'alimentation	17
I.7.6 Description de procédé	17

Chapitre II : Transfert thermique et les échangeurs de chaleur

II.1 Introduction	24
II.2 Transfert de chaleur	24
II.2.1 Conduction	24
II.2.2 Convection	25
II.2.3 Rayonnement	26
II.3 Echangeurs de chaleur	26
II.3.1 Selon la construction	26
II.3.2 Selon le processus de transfert	30
II.3.3 Selon le type de courant de circulation	31
II.3.4 Selon le nombre de passe	32
II.3.5 Selon la phase de fluide	32
II.3.6 Selon le mécanisme	33
II.4 Conclusion	34

Chapitre III : Partie pratique

III.1 Problématique	35
III.2 Présentation l'outil de simulation Hysys	35
III.2.1 Introduction	35
III.2.2 Modèle thermodynamique	36
III.2.3 Modèle de Peng-Robinson	36
III.3 Spécifications du procédé	38
III.3.1 Equipements reliés à notre travail	38
III.3.2 Spécifications du produit fini (gaz sec)	38
III.4 Vérification des paramètres design du l'unité HP	38
III.4.1 Comparaison entre le cas design et le cas design simulé	40
III.4.2 Interprétation des résultats	41
III.5 Vérification des paramètres actuels	41
III.5.1 Calcul de débit actuel de gaz d'alimentation pour une seule chaîne	41
III.5.2 Teneur en eau actuelle de gaz d'alimentation	42
III.5.3 Spécifications de gaz d'alimentation actuel :	42
III.5.4 Comparaison entre cas actuel et le cas actuel simulé	44
III.5.5 Interprétation	44
III.6 Optimisation des paramètres opératoires de fonctionnement de la ection HP	44
III.6.1 Etude comparative spécifications du produit pour les deux cas	46
III.6.2 Consommation du propane et la quantité économisée	51
Conclusion générale	53

Introduction générale

Le gaz naturel se considère comme une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde, C'est un mélange des constituants hydrocarbures à la phase gazeuse avec 75% à 95% de méthane et un pourcentage non négligeable des constituants non hydrocarbures comme : N_2 , CO_2 , H_2O sous cette forme il est pratiquement inutilisable, donc il faut le traiter pour obtenir les produits consommables.

L'Algérie compte parmi les plus grands pays producteurs du gaz naturel. Elle Focalise depuis plusieurs années à une gestion rationnelle, optimale et efficace de ses réserves d'hydrocarbures, par le développement d'une stratégie de valorisation de ces ressources.

Ainsi, le champ de Hassi-R'mel par son importance constitue un des éléments clés de la mise en œuvre de cette stratégie, Cinq module de traitement du gaz naturel dans cette région faisant appel à différents procédés de traitement (séparation, transfert de chaleur, de matière...etc.), ainsi que des équipements industriels très variés et coûteux, sollicitant un suivi rigoureux et permanent de leur fonctionnement pour optimiser leurs rendements.

La déplétion continue du gisement fait que la pression en tête de puits a chuté, par conséquent, la richesse a diminuée. A cet effet, l'objectif de notre travail est d'améliorer la richesse par l'optimisation de fonctionnement de la section HP dans le modèle (MPP0)

Pour mener à bien notre étude, nous avons structuré notre mémoire en deux parties essentielle : partie théorique et partie pratique.

Dans le chapitre I nous avons donné une généralité sur le gaz naturel et produits finis, puis un rappel de quelques notions générales, ainsi présentation du champ de Hassi-R'mel et (MPP0).

Le chapitre II a été consacré au transfert thermique et les échangeurs de chaleur.

Dans la partie pratique nous avons d'abord présenté le simulateur utilisé Hysys, en mettant en évidence l'intérêt des simulateurs dans la résolution des problèmes de procédés, nous avons ensuite effectués quelques calculs préliminaires dont le but est de nous assurer de la fiabilité du logiciel Hysys par un choix judicieux du modèle thermodynamique, ainsi ce chapitre regroupe l'ensemble des résultats des paramètres de fonctionnement optimisés obtenus par simulation.

En conclusion, nous avons mis en évidence les principaux résultats obtenus.

CHAPITRE I
LE GAZ NATUREL
, ET PRÉSENTATION HASSI-
R'MEL

I.1 Définition de gaz naturel

Il est défini comme un gaz obtenu du réservoir naturel souterrain. Généralement, il contient un volume énorme de méthane (CH_4), avec des proportions différentes d'éthane, propane, i-butane, n-butane etc. A son état brut, il contient souvent des proportions considérables des constituants non hydrocarbures comme : de l'Azote, de l'Hydrogène sulfurée, de dioxyde de carbone et même de traces de certain constituants comme de l'hélium, de l'oxysulfure de carbone et des traces de mercaptans. Il est généralement aussi saturé en eau. [1]

I.2 Caractéristiques de gaz naturel :

I.2.1 Densité et masse volumique :

La masse volumique d'un gaz représente la masse d'une unité de volume de gaz et s'exprime en kg/m^3 . Elle en fonction de la température et de la pression. En dehors de conditions spécifiées, on se réfère à des conditions dites normales et standards :

- Conditions normales : Température : $0\text{ }^\circ\text{C}$, Pression : $1\text{ atm} = 101325\text{Pa}$ (1atm).
- Conditions standards : Température : $15\text{ }^\circ\text{C}$, Pression : $1\text{ atm} = 101325\text{Pa}$ (1atm).

(Etats-Unis : $60\text{ }^\circ\text{F}$, $14,7\text{ psia}$). Connaissant la masse volumique du gaz aux conditions normales ou standards, les quantités de gaz exprimées en $\text{m}^3(\text{n})$ ou $\text{m}^3(\text{st})$ peuvent être converties en quantités exprimées en kg.

Le volume massique représente le volume occupé par une unité de masse du gaz.

Il est donc égal à l'inverse de la masse volumique, et s'exprime en m^3/kg .

La densité d'un gaz définie comme le rapport de la masse volumique du gaz dans des conditions de référence sur la masse volumique de l'air dans les mêmes conditions, en se référant soit aux conditions standards soit aux conditions normales.

En faisant l'hypothèse que dans les conditions de référence considérées, une mole du gaz étudié occupe le même volume qu'une mole d'air, la densité du gaz devient égale au rapport de la masse molaire du gaz M_g sur la masse molaire de l'air M_a [2].

$$M_a : d = \frac{M_g}{M_a} \quad (\text{I.1})$$

Soit :

$$d = \frac{M_g}{28.964} \quad \text{à } 15\text{ }^\circ\text{C} \quad (\text{I.2})$$

I.2.2 Pouvoir calorifique supérieur et inférieur :

Le pouvoir calorifique massique ou volumique représente la quantité d'énergie dégagée par unité de masse ou de volume du carburant lors de la réaction chimique de combustion complète conduisant à la formation de CO₂ et H₂O. Le carburant est pris, sauf mention contraire, à l'état liquide et à une température de référence généralement 25°C. L'air et les produits de combustion sont considérés à cette même température.

On fait la distinction entre le pouvoir calorifique supérieur (PCS) et le pouvoir calorifique inférieur (PCI), selon que l'eau obtenue par combustion se trouve à l'état liquide ou à l'état gazeux. [3]

I.2.3 La composition chimique :

La composition chimique est nécessaire pour l'étude de vaporisation. Elle sert aussi à calculer certaines propriétés du gaz en fonction de la pression et de la température telles que : compressibilité ; et densité et aussi sert à définir les conditions de traitement du gaz lors de l'exploration (extraction des produits liquides). [4]

I.2.4 Facteur de compressibilité :

Généralement, le volume de gaz réel est inférieur à celui de ce gaz quand le suppose idéal, et par conséquent on le dit compressible. Le rapport de volume de gaz réel sur celui idéal, ce qui est une mesure de la quantité de gaz dévié de comportement parfait, est appelé facteur de compressibilité, il est nommé aussi facteur de déviation de gaz, symbolisé par Z.

Le facteur de déviation de gaz, par définition, le rapport de volume actuellement occupé par un gaz à une pression et température données au volume qu'il peut l'occuper quand il comporte idéalement.

L'équation d'état de gaz réel est alors écrite comme :

$$PV = Z.n.R.T \quad (I.3)$$

Le facteur de déviation Z est égal à 1 à basses pressions et hautes températures , ce qui signifie que le gaz comporte comme un gaz parfait dans cette conditions. Dans les conditions atmosphériques ou standards, le facteur Z est toujours approximativement égale 1.

Des corrélations empiriques de facteur Z pour les gaz naturels a été développé avant l'invention de computer. Malgré leur utilisation est en déclin, elles peuvent être encore

utilisées pour l'estimation rapide de facteur Z. L'utilisation des abaques nous donne une autre méthode de détermination de facteur Z d'un mélange gazeux. [5]

I.3 Types des gaz naturels :

On distingue deux types principaux de gaz naturel :

I.3.1 Gaz conventionnels :

Ce sont les gaz qui se trouvent dans des roches poreuses et perméables. Les différents types de gaz conventionnel sont :

- Gaz sec (non associé) : ne forme pas de phase de gaz et contient une proportion élevée de méthane.
- Le gaz humide : forme une phase liquide dans les conditions de production (conditions de surface).
- Le gaz à condensat : forme une phase liquide dans le réservoir lors de la production.
- Le gaz associé : coexiste dans le réservoir avec une phase huileuse. [2]

I.3.2 Les gaz non conventionnels :

Le terme gaz non conventionnel est utilisé d'une façon large, mais il se réfère beaucoup plus aux paramètres géologiques et les types des roches plutôt qu'au gaz lui-même. Quand ce terme a été créé, il impliquait que ces réservoirs présentaient un défi opérationnel ou économique ou bien les deux, qui ne peuvent pas être habituellement trouvés dans les réservoirs conventionnels. Le plus commun, c'est le « tight gas » qui se forme dans les roches réservoirs gréseuses et carbonatées, il se réfère aux formations de basse perméabilité qui est inférieur à 1 md, et souvent à l'ordre de 0.001 md. Dans certains « tight » réservoirs, il est essentiellement non possible pour la majorité de gaz de s'écouler naturellement.

La fracturation hydraulique est une technique largement utilisée dans l'industrie pétrolière, elle a été énormément élargie dans les années 1970s et 1980s et a ciblé ces réservoirs.

Le gaz de schiste est un gaz trouvé dans des roches organiques schisteuses. Il a rencontré une augmentation d'activité entre 2000 et 2008. Virtuellement ces réservoirs n'ont aucune perméabilité, et par conséquent, le choix de complétion de puits a été puits horizontal avec fracturation hydraulique multiples. [5]

I.4 Les avantages spécifiques de gaz naturel :**I.4.1 Economique :**

Le gaz naturel est moins cher que les autres combustibles fossiles et moins cher que l'électricité quand on l'utilise pour alimenter les instruments domestiques.

I.4.2 environnement :

Le gaz naturel se brûle sans aucune émission de suie ou de dioxyde sulfuré, il émet aussi 45 % moins de dioxyde de carbone que le charbon, et 30 % moins que l'huile.

I.4.3 transport :

Il se fait par des navires méthaniers à la mer et par gazoducs à la terre, ça permet de transporter le gaz naturel facilement des sources vers les endroits urbains.

I.4.4 multi-utilisations :

Il est utilisé pour les applications de maison (chauffage, cuisine, séchage...), pour la génération de l'électricité, il est aussi utilisé comme carburant des automobiles et pour la fertilisation et autre plusieurs utilisations....

I.4.5 disponible :

Il est presque disponible au monde entier par rapport aux autres combustibles fossiles. [6]

I.5 La production de gaz naturel**I.5.1 Au monde****I.5.1.1 réserves mondiales prouvées de gaz naturel**

Les réserves mondiale prouvées ont atteint 202.1trillions m³ en 2016, la Russie a été classée le premier pays selon les réserves prouvées avec des réserves de 47.8 trillion m³ (représente environ 23% des réserves mondiales), avant la l'Iran et Qatar qui ont des réserves de 33.5 trillions m³ (représente environ 16% des réserves mondiales) et 24.3 trillions m³ (représente environ 12% des réserves mondiales) respectivement.

Tableau (I.1) : 15 premiers pays au monde selon les réserves prouvées [7]

Classement	Pays	Réserves (en trillion m ³)	Date d'information
01	Russie	47,8	2016
02	Iran	33,5	2016
03	Qatar	24,3	2016
04	Turkménistan	17,5	2016
05	Etats unis	8,7	2016
06	l'Arabie Saoudite	8,4	2016
07	Émirats Arabes Unis	6,1	2016
08	Venezuela	5,7	2016
09	Chine	5,4	2016
10	Nigéria	5,3	2016
11	Algérie	4,5	2016
12	Iraq	3,7	2016
13	Indonésie	2,9	2016
14	Canada	2,2	2016
15	Norvège	1,8	2016

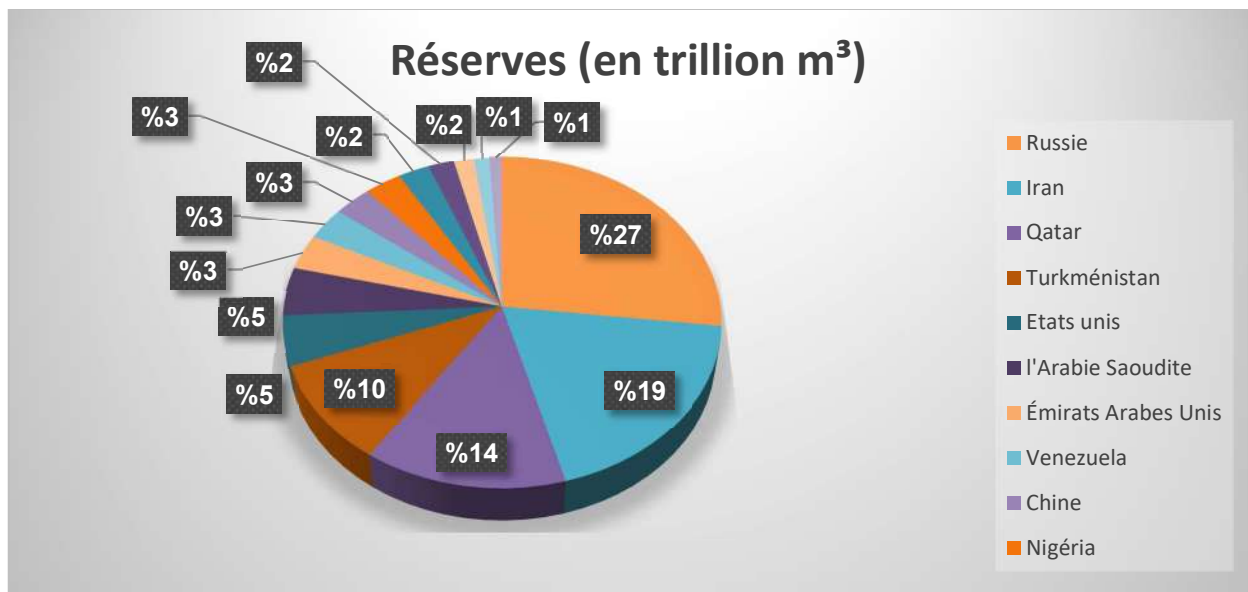


Figure (I.1) : Réserves mondiales prouvées de gaz naturel [7]

I.5.1.2 La production mondiale de gaz naturel :

La production mondiale a atteint 3542.9 milliards m³ en 2016 avec une augmentation de 1.5% par rapport à l'année 2015, les États-Unis ont été classés le premier pays producteur avec une production de 749.2 milliards m³ (environ 21% de la production mondiale), devant la Russie et l'Iran qui ont une production de 579.4 milliards m³ (environ 17% de la production mondiale) et 202.4 milliards m³ (environ 6% de la production mondiale) respectivement.

Tableau (I.2) : les 15 premiers pays producteurs de gaz naturel au monde

Classement	Pays	Production en milliard m ³	Date d'information
01	Etats unis	749.2	2016
02	Russie	579.4	2016
03	Iran	202.4	2016
04	Qatar	181.2	2016
05	Canada	152.0	2016
06	La Chine	138.4	2016
07	Norvège	116.6	2016
08	l'Arabie Saoudite	109.6	2016
09	Algérie	91.3	2016
10	Australie	91.2	2016
11	Malaysia	73.8	2016
12	Indonésie Iraq	69.7	2016
13	Turkménistan	66.8	2016
14	Ouzbékistan	62.8	2016
15	Émirats Arabes Unis	61.9	2016

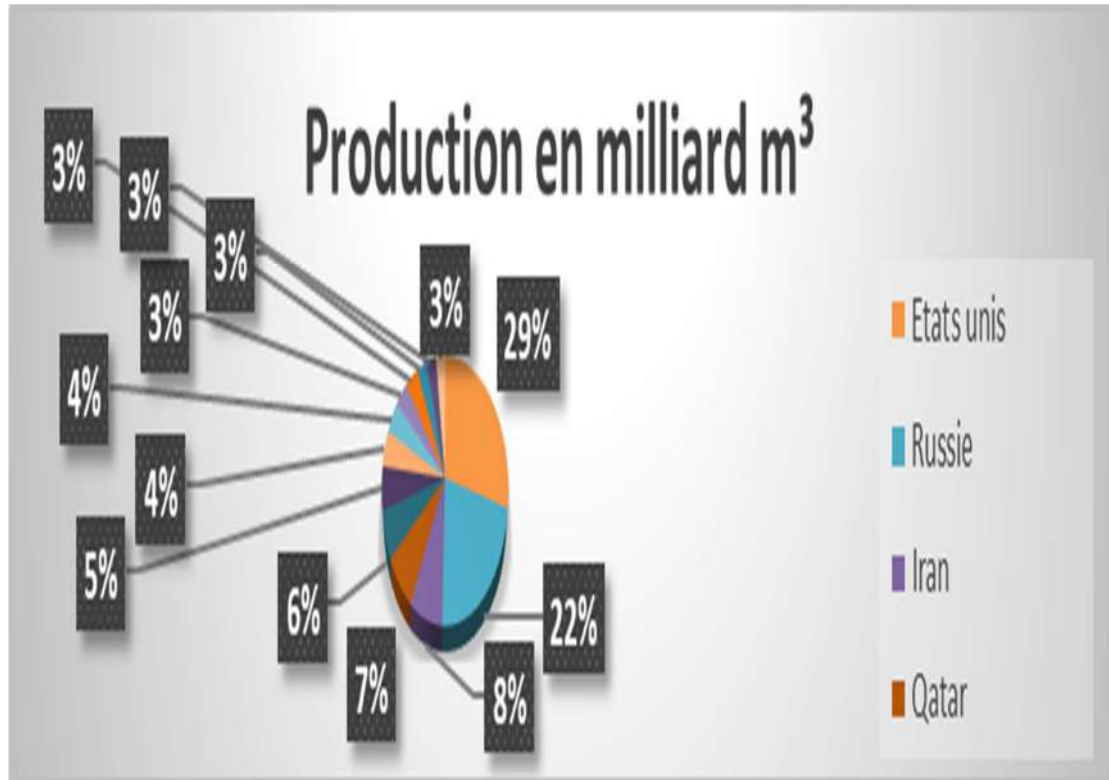


Figure (I.2) : la production mondiale de gaz naturel

I.5.2 En Algérie

La production de gaz naturel en Algérie a atteint 91.3 milliards m³ en 2016 (environ 2.6% de la production mondiale), avec une augmentation de 7.6% par rapport l'année 2015 cette augmentation lui a permis de classer le 9^{ème} pays au monde, le 3^{ème} pays arabe et le premier pays africain en production de gaz naturel.

Les réserves prouvées de gaz naturel en Algérie représentent 4.5 milliard m³ (représente environ 2.22% des réserves mondiales), ce qui lui permet de se classer le 11^{ème} pays au monde, le 4^{ème} au monde arabe et le 2^{ème} pays africain selon les réserves prouvées de gaz naturel. [7]

I.6 produits finis

I.6.1 Le gaz sec

Dans les conditions de production du gaz naturel sec, il n'y a pas une formation de phase liquide ainsi le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane. [4]

Tableau (1.3) : Les spécifications d'un gaz commercial

Pouvoir calorifique supérieur PCS (KJ/m ³ (n))	39100 à 39500
Point de rosée HC	Inf. à -6°C
Teneur en eau	Inf. à 150 ppm vol.
Teneur en C ₅ ⁺	Inf. à 0.5 % mol

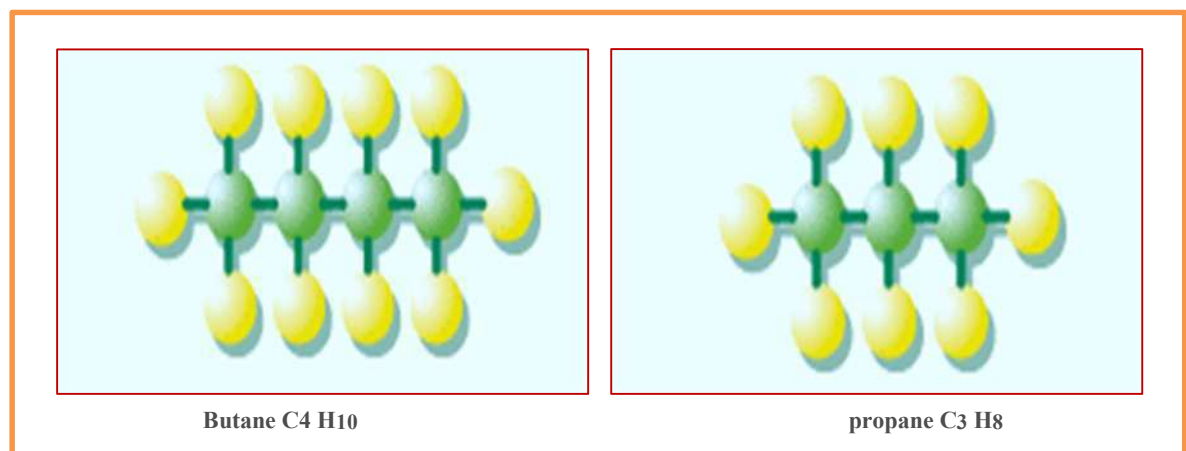
La teneur maximale en H₂S que peut contenir le gaz traité est en général très faible est habituellement entre 2 et 20 mg/m³ (st).

I.6.2 GPL

Le terme « GPL » ou « Gaz de Pétrole Liquéfiés » est utilisé pour désigner des mélanges d'hydrocarbures essentiellement composés de butane ou de propane. Le GPL carburant, destiné aux véhicules automobiles ou marins, est un mélange de butane et de propane.

Les Gaz de Pétrole Liquéfiés proviennent des champs de gaz naturel, pour plus de 60 % et des raffineries de pétrole, pour moins de 40 %.

Les GPL sont des hydrocarbures saturés dont les molécules sont composées d'atomes d'hydrogène et de carbone.



Figure(I.3) : représentation des molécules butane et propane

Les gaz de pétrole liquéfiés sont des hydrocarbures composés majoritairement de coupes en C3 et C4, le butane et le propane étant les principaux composants. Ces produits, gazeux dans les conditions normales de température et de pression, peuvent être facilement liquéfiés, rendant aussi leur manipulation et leur transport très aisés.

Tableau(I.4) : Caractéristique Butane et Propane

	Point d'ébullition (°C)	Masse volumique du liquide (kg/m ³) à 15 °C	Masse volumique du liquide (kg/m ³) à 15 °C
Butane	0	585	2.50
Propane	-44	515	1.85

- 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (15 °C ; 1 bar)
- 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz (15 °C ; 1 bar) [8]

I.6.3 Condensat

Le condensat, dit aussi pentane plus ou C₅⁺, ou encore liquides de puits de gaz naturel, désigne la fraction légère allant du pentane jusqu'au décane ou plus. A la différence du brut, le condensat n'est pas liquide dans les gisements, mais gazeux du fait de la température, et se condense lorsqu'il est refroidi par la détente à la sortie du puits.

I.6.3.1 Propriétés du condensat

- Aspect : c'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- Point d'éclair : il doit être inférieur à -40 °C.
- Limites d'inflammabilité : il est inflammable, puisqu'il possède un point d'éclair inférieur à zéro ses limites d'inflammabilité sont approximativement : 1,4 à 7,6 de densité par rapport à l'air
- TVR < 10 psi [4]

I.7 Situation géographique

La région de Hassi-R'mel est située à 550Km au sud d'Alger à une altitude de 760m, le paysage est constitué d'un vaste plateau rocailleux. Le climat est caractérisé par une humidité moyenne de 19% en été et 34% en hiver, les amplitudes sont importantes variantes de -5°C en hiver à 45°C en été.

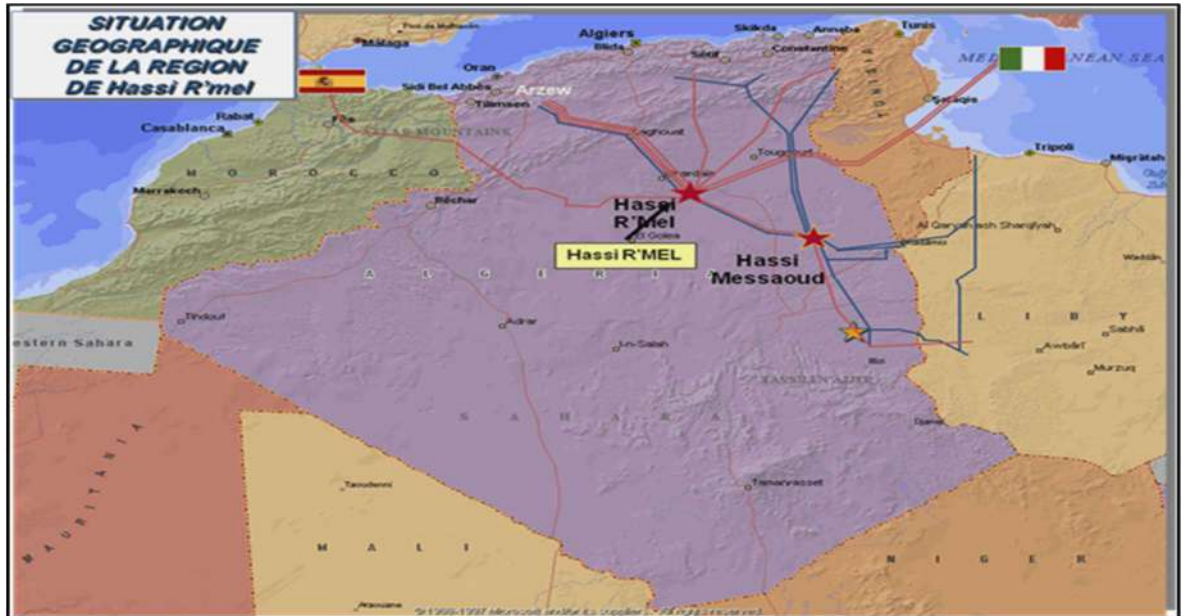


Figure (I.4) : Présentation de champs Hassi-R'mel

I.7.1 Historique et développement de champs Hassi-R'mel :

Le développement de Hassi-R'mel s'est trouvé étroitement lié au développement de l'industrie du gaz dans le monde et les importantes réserves recelées par ce gisement, plus de 2000 milliards de m^3 ont constitués un atout important pour lancer une politique d'industrie gazière de grande envergure pour le pays. Les deux produits gaz et pétrole se trouvent à l'état brut initialement, nécessite des complexe de traitement qui ont subi un développement continue durant cette décennie. Le premier puits a été foré en 1952 à Berriane et après, le H-R1 a été foré en 1956 sous le sommet de l'anticlinal que constitue le gisement de Hassi-R'mel, ce puits a mis en évidence la présence de gaz riche en condensât à une température de 90°C et une pression de 310 kg/cm^2 . De 1957 à 1960, furent forés 7 puits (H-R2, H-R3, H-R4, H-R5, H-R6, H-R7, H-R8, HR9), qui ont mis à jour l'existence de trois réservoirs :

- Réservoir A

S'étend sur tout le champ de Hassi-R'mel, son épaisseur varie sur l'ensemble du champ de 15 à 30 m.

- **Réservoir B**

Il est limité à la zone centrale et la zone nord du champ. Cette couche présente 13% des réserves en place.

- **Réservoir C**

Il s'étend sur la majeure partie du champ sauf la zone sud, c'est le plus épais des trois niveaux et le plus important.

Trois étapes importantes ont marqué le développement du champ de Hassi-R'mel :

Première étape

1961 : réalisation d'une petite unité de traitement de gaz de 1,3 milliards de m³ par an, cette réalisation a coïncidé avec la construction de la première usine de liquéfaction de gaz en

1964-1969 : cette capacité est portée à 4 milliards de m³ par an.

Deuxième étape

1972-1974 : mise en exploitation de 06 unités supplémentaires, La capacité de traitement du champ de Hassi-R'mel atteint, après la nationalisation des hydrocarbures en 1971, 14 milliards de m³ par an.

Troisième étape

1975-1980 : Cette période a permis de concrétiser un plan de développement qui concerne l'ensemble du champ en mesure de répandre aux besoins énergétiques du pays ainsi qu'aux besoins des partenaires. Ce plan a permis également de doter Hassi-R'mel d'un modèle d'exploitation en mesure d'optimiser la récupération de différents produits. Cette période est caractérisé par :

- La capacité de traitement a été portée à 94 milliards de m³ par an.
- La réalisation de 4 complexes de traitement de 20 milliards de m³.
- La réalisation de deux stations de réinjection de gaz d'une capacité unitaire de 30 milliards de m³ par an.
- Le forage de 150 puits producteurs.
- Le forage également de 52 puits injecteurs
- La réalisation des réseaux de collecte de 1000 km, haute pression (en entrée).

1985 : Réalisation et mise en service d'une unité pour la récupération des gaz torchés et la production du GPL des modules 0 et I (les communs).

1987-2000 : Réalisation et mise en service des centres de traitement du gaz de Djebel Bissa et

HR-SUD.

1981-1993 : Réalisation et mise en service de cinq centres de traitement d'huile.

1995-1999 : Mise en service des unités de déshydratation de gaz de Sbaa Adrar et In Salah.

1999 : Réalisation et mise en service de l'usine de récupération des gaz associés provenant des centres de traitement d'huile.

2000 : Mise en œuvre du projet Basting.

Le développement final du champ de Hassi-R'mel a permis d'atteindre les capacités de production suivantes :

- **100 milliards** de m³ de gaz /an.
- **1 milliard** de tonnes de condensât /an.
- **2.5 Millions** de tonnes de GPL /an.
- **700 milles** tonnes de pétrole brut /an.

I.7.2 Installations gazière de champs Hassi-R'mel

Le plan d'ensemble des installations gazières implantées sur le champ de Hassi-R'mel est élaboré de façon à avoir une exploitation rationnelle du gisement et pouvoir récupérer le maximum de liquide.

Les installations mises en œuvre sont comme suit :

Tableau (I.5) : Les secteurs industriels de champ Hassi-R'mel

SECTEUR CENTRE	SECTEUR NORD	SECTEUR SUD:
Module 0; 1; 4; CSTF; CNDG: SBC (Station BOOSTING Centre). PHASE B	Module3; Station de compression (SCN);	Module 2; Station de compression (SCS); Djebel-Bissa; HR Sud;

I.7.2.1 Station BOOSTING

Les stations Boosting ont pour but la compression du gaz brut issu des puits producteurs de 100 bars à 120 bars afin d'avoir une détente importante, dont la récupération optimale des liquides, les modules 2 et 3 ont leurs propres stations Boosting, les autres modules 0,1, et 4 ont un Boosting commun.

I.7.2.2 Modules de traitement de gaz

Un module de traitement de gaz est le diminutif de module processing plant ou MPP, c'est une usine de traitement de gaz brut en produits finis :

- Gaz de vente (C₁, C₂).
- GPL (C₃, C₄).
- Le condensât (C₅⁺).

I.7.2.3 HR- sud

Ce projet comporte une unité de traitement de gaz naturel, destinée à traiter le gaz brut pour obtenir du gaz sec et la récupération des hydrocarbures liquides estimée à 2830 millions de tonnes /mois. Sa capacité est de 10 millions standard de m³/jour de gaz sec. HR-SUD comporte trois unités de traitement, une de 6 millions de m³/jour et deux de 2 millions de m³/jour chacune

I.7.2.4 Le stockage et l'expédition des hydrocarbures liquides

Le condensât et le GPL, produits par tous les modules sont acheminés vers le centre de stockage et de transfert (CSTF) qui se trouve dans la zone centrale de Hassi-R'mel, là ils sont débarrassés des éventuelles quantités d'eau résiduelles et comptabilisées avant d'être expédié vers SP4 puis vers ARZEW.

Le CSTF comprend trois bacs de 35000 m³ et quatre bacs de 45000 m³ chacun pour le stockage du condensât, douze sphères de 7000 m³ chacune pour le stockage du GPL. Les vapeurs formées dans les sphères, sous l'effet de la température ambiante sont comprimées par des turbocompresseurs, condensées puis remises dans le stockage pour éviter le boil-off et le torchage du GPL.

I.7.2.5 stations de compression

Le but est de réinjecter le gaz au niveau du gisement pour le maintien de pression afin de récupérer le maximum de liquides. Les stations de compression Nord et sud ont pour objet de réguler la pression du gaz au niveau des gisements.

I.7.2.6 Centre de dispatching «CNDG »

Son rôle est la collecte de toutes les quantités de gaz produites au niveau de Hassi-R'mel et du gaz provenant de l'extrême sud via les gazoducs GR1 et GR2, ces quantités sont ensuite distribuées vers les centres de consommation, comme les centres « GNL », SONELGAZ, et à l'étranger ITALIE via la TUNISIE (GR1, GR2) et l'ESPAGNE via le MAROC (GME).



Figure (I.5) : Les zones industrielles de champ Hassi-R'mel

I.7.3 Procédés de traitement de gaz

Ils sont multiples et le choix de l'un des procédés se base sur les critères suivants :

- Qualité de l'effluent brut.
- Taux de récupération des hydrocarbures liquides.
- Coûts d'investissement.

Dans la région de Hassi-R'mel on utilise deux types :

I.7.3.1 Procédé Pritchard

Utilisé dans les modules 0 et 1, il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique

et par des détentes avec l'utilisation d'une boucle de propane comme système de réfrigération afin d'atteindre des températures voisines à -23°C

I.7.3.2 Procédé HUDSON

Utilisé dans les modules 2,3, et 4, il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par séries de détentes complètes.

Une détente au niveau de la vanne JOULE THOMSON qui permet d'atteindre une température de -15°C et une autre détente au niveau d'une machine dynamique appelée « TURBOEXPENDER » où on aura une température de -35°C, ce dernier est plus performant car il nous permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides et dispose d'un système de refroidissement autonome.

I.7.4 Présentation de module 0 « MPP0 »

I.7.4.1 Introduction

Le Module "0", désigne une installation de traitement de gaz. Il est le premier à être construit à Hassi-R'mel par les français en 1961 avec deux unités seulement. Le MPP "0" a connu plusieurs évolutions très importantes. En 1971 à 1973 la construction et mise en service de six unités identiques qui permettent, actuellement, de séparer le condensat et la récupération de gaz de vente. Dès 1983 à 1986 la construction et mise en service de la phase B par un contrat signé entre l'entreprise nationale SONATRACH et l'entreprise Japonaise JGC Corporation, qui permet de stabiliser le condensat et la récupération de GPL. Le MPP "0" a une mission importante au niveau de la région de Hassi-R'mel, comme tous les autres modules, car il traite en moyenne plus de 30 millions de m³/j de gaz brut. Le MPP "0" est alimenté par 15 puits qui sont situés dans la zone centrale de Hassi-R'mel et regroupés dans trois collecteurs : E4(HR:11,16,22,23 et 57), E5(HR: 53,54,32,33,10 et 34) et W7 (HR: 15,18,19 et 20), à l'entrée du Module les collecteurs sont regroupés dans un MANIFOLD qui va aller vers le Boosting pour une augmentation de pression jusqu'à 110 bars en moyenne.

Pour le bon déroulement du procédé de séparation du gaz brut le MPP (0) est divisé en différentes zones qui sont :

- Zone de séparation de condensat.
- Zone de stabilisation de condensat et récupération du GPL.

- Zone de régénération du glycol (DEG).
- Zone de stockage intermédiaire du condensat et du brut des CTH.
- Zone des eaux huileuses et fosse de brûlage.
- Zone de torche.

Les utilités du MPP (0) viennent de la phase B (phases communes) telles que : propane Liquide (HP et MP), eau de refroidissement. Fuel gaz, azote et air instrument.

I.7.4.2 La Capacité de production

Le module "0 " est conçu pour la production de 30 millions de standard mètre cubes par jour de gaz de vente, la récupération de 1500 tonnes par jour de condensat et 300 tonnes par jour de GPL à une pression d'alimentation en gaz brut de 140 bars. Actuellement avec la chute de la pression d'alimentation à 57 bars, les installations permettront la récupération de 2300 tonnes par jour de condensat, 630 tonnes par jour de GPL et 30 millions de standard m³ de gaz de vente.

- Pression : 140 bars effectifs max 100 bars effectifs min.
- Température : 65°C max. 45°C min.

I.7.4.3 Le procédé utilisé dans le module « 0 »

Le procédé "PRITCHARD" basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par des détentes simples avec en plus l'utilisation de propane comme réfrigérant pour atteindre en fin de cycle des températures voisine de -23°C.

Tableau (I.6) : Spécification des produits finis

Gaz de vente	GPL	Condensât
Pression : 71 bars effectifs	Teneur en éthane et plus	Tension de vapeur Raid :
Température : 60°C	légers (C ₂ ⁻) : 3% molaire	10
(max).	maxi.	psis max
Point de rosé : -6°C à 80.5	Teneur en pentane et plus	
C₅⁺ : 0.5% molaire max.	lourd (C ₅ ⁺) : 0.4 % molaire	
Teneur en humidité : 50		

ppm en volume (max).		
PCS : 9350 kcal/sm ³ (min)		
9450 kcal/sm ³ (max)		

I.7.5. Composition de la charge de l'alimentation

Tableau (I.7) : Composition de gaz brut à l'entrée de MMP0

N°	Composants	Formule	Fractions (molaire)
1-	Anhydride carbonique	CO ₂	0.20
	Azote	N ₂	5.56
3-	Methane	CH ₄	78.36
	Ethane	C ₂ H ₆	7.42
5-	Propane	C ₃ H ₈	2.88
	i-butane	i-C ₄ H ₁₀	0.62
7-	n-butane	n-C ₄ H ₁₀	1.10
	i-pentane	i-C ₅ H ₁₂	0.36
9-	n-pentane	n-C ₅ H ₁₂	0.48
	Hexane	C ₆ H ₁₄	0.59
11-	Heptane	C ₇ H ₁₆	0.59
	Octane	C ₈ H ₁₈	0.45
13-	Nonane	C ₉ H ₂₀	0.37
	Décane	C ₁₀ H ₂₂	0.27
15-	Undécane	C ₁₁ H ₂₄	0.21
	Dodécane	C ₁₂ ⁺	0.57
Total	/	/	100.0

I.7.6 Description de procédé

I.7.6.1 Zone de séparation de condensat :

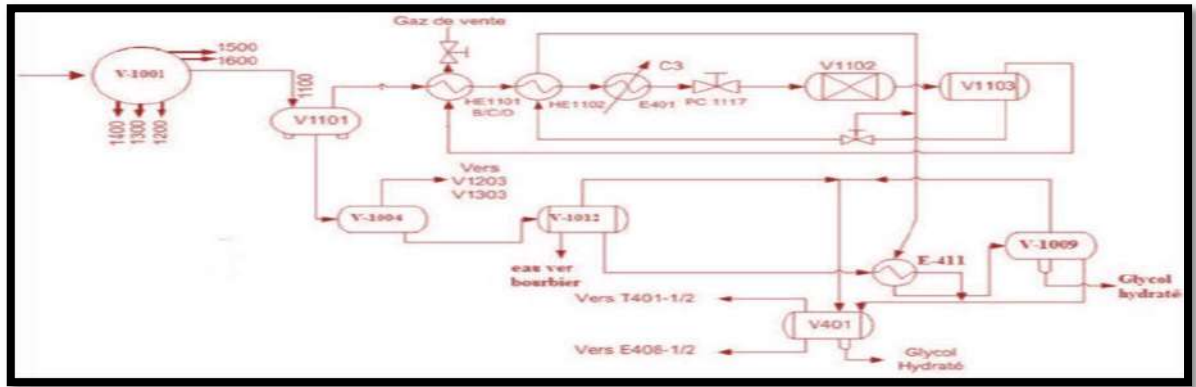


Figure (I.6) : Plan de procédé de traitement de l'unité HP

Le gaz brut provenant des puits de gaz est collecté dans les trois collecteurs et évacué au Boosting afin de séparer les liquides et augmenter la pression de gaz puis pénètre dans les installations. Il est distribué par le diffuseur V-1001 d'une manière égale aux six chaînes parallèles de séparation de condensat. Ensuite il se dirige vers le séparateur V-1101 à travers successivement la vanne toute ou rien UASV-1101 et la vanne régulatrice de pression PCV-1114. Les liquides provenant de V-1101 sont détendus dans le V-1004A/B/C/D jusqu'à 79 bars. La PCV1021 détendra l'excédent de gaz dans le cas où la pression dépasse 85 bars. Le niveau dans le V-1101 est régulé par la vanne LCV-1101 et la PCV 1004 assure la distribution de la charge des V-1004A/B/C/D. Les vapeurs des V-1004A/B/C/D sont envoyées dans les séparateurs froids V-1203 et V-1303, alors que les liquides sont détendus dans le séparateur triphasique V-1012A/B/C jusqu'à 30 bars. L'eau est drainée vers le bourbier. Les hydrocarbures vapeurs sont envoyés vers le ballon tampon V-401 à travers la PCV-l'intermédiaire de la LCV-1009, les hydrocarbures vapeurs 1022 et les hydrocarbures liquides seront dirigés vers l'échangeur E-411 à travers la LCV-1008 avant de rejoindre le V-401.

Les vapeurs venues du séparateur V-1001 sont simultanément refroidies dans l'échangeur gaz/gaz HE-1101B/C/D, l'échangeur gaz/liquide HE-1102 et le Chiller E-401 utilisant le propane comme agent réfrigérant, les vapeurs sont ensuite détendues à environ 80 bars et -13°C dans la vanne Joule Thomson PCV-1117 avant de rejoindre le séparateur froid V-1103. Le séchage du gaz brut s'effectue par l'injection d'une solution de di-éthylène glycol dans la plaque tubulaire d'entrée de chaque échangeur afin d'éviter la formation d'hydrates. Le gaz provenant du séparateur froid V-1103 refroidi à contre-courant le gaz brut dans le HE-1101B/C/D coté calandre ; et il passe à travers la vanne de contrôle de débit FRCV-1102 pour

rejoindre le gaz des autres unités avant d'entrer dans le Manifold de sortie comme gaz de Vente à une température de 60°C et une pression de 71 kg/cm².

La température du V-1103 est contrôlée par la TCV-1101 qui by-pass une partie du gaz provenant du séparateur froid sur les échangeurs gaz/gaz HE-1101B/C/D coté calandre. Les hydrocarbures liquides des V-1009/ABCD s'écoulent vers le V401 par l'intermédiaire de la LCV-1007. Le glycol hydraté sort des V-1009/ABC par la vanne LCV-1006 au bac T-3001 et puis vers le

I.7.6.2 Zone de stabilisation du condensat et récupération du GPL

Cette zone a comme rôle la stabilisation du condensat et de produire le GPL à partir des liquides récupérés du gaz brut dans la zone de la séparation de condensat.

La charge liquide (condensat)provenant de V401 à 12C° est préchauffée au niveau d'E408 pour remonter sa température à 40C° avant son admission dans la colonne T401 (déeéthaniseur). La charge liquide est pulvérisée au niveau de déflecteur de colonne pour favoriser le flash.

La charge gazeuse pénètre directement dans la colonne au même niveau que la charge liquide dans la zone de flash.

Au niveau du déééthaniseur, les légers remontent et les lourds descendent.Les légers(C₂) remontant entraînent avec eux des constituants lourds, qui seront à leurs tour condensés par les refluxfroids (principal et latérale).

Les lourds en descendant entraînent avec eux une partie des légers qui seront poussés vers Lesommet de la colonne par l'intermédiaire de rebouilleur (principale et latérale).Au sommet de la colonne sort le gaz constitué de C₁ et C₂ à une pression de 20,5 kgf/cm² et une température de 13C° et envoyé vers la compression pour remonter sa pression à 75 kgf/cm² avant l'injection dans le gaz de vente.

Le fond de déééthaniseur est constitué de deux compartiments : une partie est de côté four H401,c'est le rebouilleur principal et l'autre partie constitue la charge du dééébutaniseur (condensat amoinndride C₂).

La rectification des produits de tête et le fond se fait au niveau des plateaux, qui sont au nombre de 34 plateaux pour le déééthaniseur.

La charge de débutaniseur provenant de fond de dééthaniseur est préchauffée dans l'échangeur E409 à contre-courant avec le fond de débutaniseur puis introduit au niveau du plateau par l'intermédiaire de déflecteur.

En tête de la colonne, on récupère les vapeurs de C3 et C4, qui sont condensées dans l'aéro-réfrigérant E407 (6) puis stockées dans le ballon V404. Une partie est envoyée vers le stockage final, et l'autre est utilisée comme reflux de tête T402.

Le condensat stabilisé et le GPL sont dirigés vers les réservoirs on spec lorsque ces produits sont devenus conformes aux spécifications.

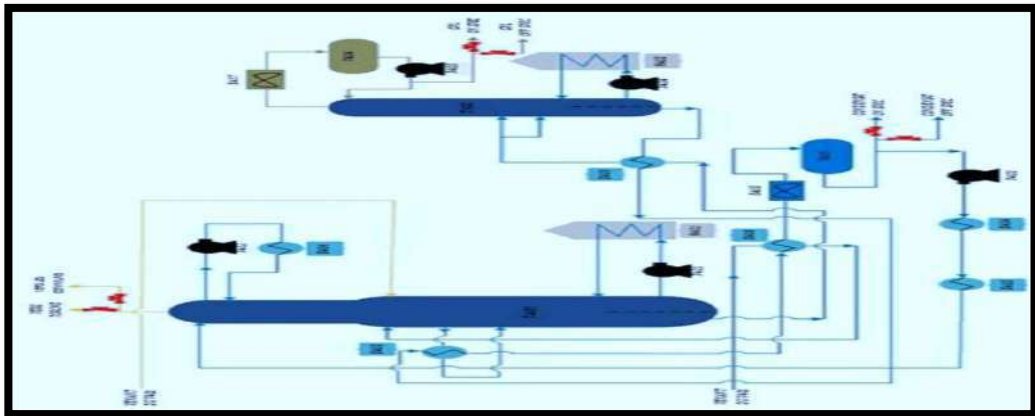


Figure (I.7) : Stabilisation de condensat et récupération de GPL

I.7.6.3 Zone de régénération du DEG

L'alimentation de l'unité s'effectue à partir du différent séparateur triphasique V1009A/B/C où le DEG a été recueillie après son utilisation pour la prévention des hydrates.

Le DEG riche est préfiltré F-201A/B (seuil de filtration à 50 microns) puis est préchauffé de 25°C (respectivement -6°C) à 50°C (respectivement 40°C) par échange de chaleur avec le DEG pauvre chaud à travers un échangeur glycol/glycol de préchauffe HE-301A/B. Il est ensuite envoyé vers le séparateur d'huile (séparateur triphasique V301) où les gaz dissous et les hydrocarbures liquides entraînés sont retirés respectivement par flash et par décantation. La pression du séparateur est maintenue à 4.22 kg/cm² à l'aide d'un régulateur de pression PIC-301 situé vers la torche. Le condensat d'hydrocarbure est retiré du tuyau de trop-plein par un régulateur de niveau LC-301 et envoyé vers le back de stockage de condensat T3001.

Le DEG riche quitte le séparateur et s'écoule à travers un filtre glycol F-301A/B. Chaque filtre est conçu pour filtrer 100% du débit et pour retirer les particules de dimension égale ou supérieure à 5 microns.

Avant d'entrer dans la colonne de régénération T301, le DEG riche est chauffé jusqu'à approximativement 95°C (respectivement 80°C) avec le DEG pauvre chaud à travers un second échangeur de chaleur glycol/glycol HE-302.

Dans la colonne de distillation, le DEG se mélange pénétré en 3ème plateau à partir du sommet de la colonne et il est mis en contact avec la vapeur d'eau chaude qui est générée dans régénérateur de glycol H-301. Une certaine quantité d'eau est retirée sur les plateaux perforés et le glycol est chauffé à une température proche de la température de service de régénérateur.

Les vapeurs des produits de tête de distillation en provenance de la colonne se dégradent à 104°C vers le condenseur de reflux de régénérateur EF-301, où elle est refroidie à 59°C.

Les vapeurs sont condensées et reçues dans vers le ballon de reflux V302. Un soutirage environ 25% de cette eau est renvoyé en tête de la colonne de régénération comme moyen de reflux à l'aide des pompes de reflux du régénérateur P302A ou B.

Le glycol régénéré est alors envoyé vers le back de glycol T2253 à environ 40°C à travers les échangeurs de chaleur E-302, E301A et B coté calandre comme décrit plus- haut.

I.7.6.4 Zone de stockage

- **Le condensat :**

Cette section contient trois bacs de stockage T 3001, T3004 et T 3005 et les pompe de transfert P3001A/B (T3001 vers T3004 ou T3005) et les pompes d'expédition de condensat P407A/B vers CSTF et les pompes P2403/ABC de Glycol hydraté vers les unités de régénération de Glycol.

- **Le brut**

Cette section contient trois bacs de stockage T3002, T3003, T3006 et les pompes d'expédition P3003 /ABCDE, P3002/ABC et P 3001/C. On reçoit le brut des «C.T.H 1, 2, 3,4, sud».

Après stockage et temps de rétention, l'eau est drainée au fond des bacs par la pompe P 2404/ABC vers bournier, ensuite on fait l'expédition vers les stations de pompage (SP 1, SP 4) avec les pompes P3003 (A/B/C/D/E), après passage par les pompes booster P

3002/ABC et P 3001/C. Toutes les purges de pompière se dirigent vers la fosse S 455 et par P 455A/B vers la ligne de production de brut T 3002, T 3003, T 3006.

CHAPTER II
TRANSFERT THERMIQUE
ET LES ÉCHANGEURS DE
CHALEUR

II.1 Introduction

Les procédés utilisés dans l'industrie de pétrochimie et de raffinage des produits pétroliers demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis, avec ou sans changement de phase, au cours des diverses opérations auxquelles ils sont soumis, la chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie, dont il est nécessaire de récupérer la plus grande partie.

La gestion rationnelle de l'utilisation de l'énergie montre que son rôle de « flux vital » est essentiel à la bonne marche de l'exploitation. La bonne connaissance de sa mise en œuvre et de la technologie utilisée sont des prérogatives d'une production continue et de qualité.

II.2 Transfert de chaleur

Lorsque deux systèmes sont à des températures différentes, le système le plus chaud cède de la chaleur au plus froid. Il y a un échange thermique ou encore transfert thermique entre ces deux systèmes. Cette situation se rencontre dans de nombreuses situations industrielles (moteurs thermiques ou même électriques, centrales électriques au fuel au gaz, etc..., 'électronique) ou domestique (chauffage de l'habitat). Un transfert d'énergie donne lieu à un flux de chaleur qui correspond à un déplacement de l'énergie du plus chaud vers le plus froid. Comme on le verra par la suite, le flux de chaleur dont la densité locale est notée ϕ est une grandeur vectorielle, ce qui signifie qu'un flux de chaleur est caractérisé non seulement par son intensité mais aussi par sa direction. Il est défini en chaque point de l'espace et a l'unité d'une densité surfacique de puissance (W/m^2).

Il existe trois modes essentiels de transferts de chaleur : la conduction, le rayonnement et la convection. [10]

II.2.1 La conduction

La conduction est un processus de diffusion macroscopique de la chaleur dans un matériau solide ou un fluide au repos. Elle résulte de la propagation et de l'interférence des ondes de vibrations générées par l'agitation atomique (liée à la température) à l'échelle microscopique. Elle va donc être très liée à la structure et à l'organisation du matériau. C'est un phénomène très analogue à la conduction de l'électricité. [11]

La théorie de la conduction repose sur l'hypothèse de Fourier : la densité de flux est proportionnelle au gradient de température :

$$\vec{\varphi} = -\lambda S \overrightarrow{\text{grad}} (T) \quad (\text{II.1})$$

Ou sous forme algébrique :

$$\varphi = -\lambda S \frac{\partial T}{\partial x} \quad (\text{II.2})$$

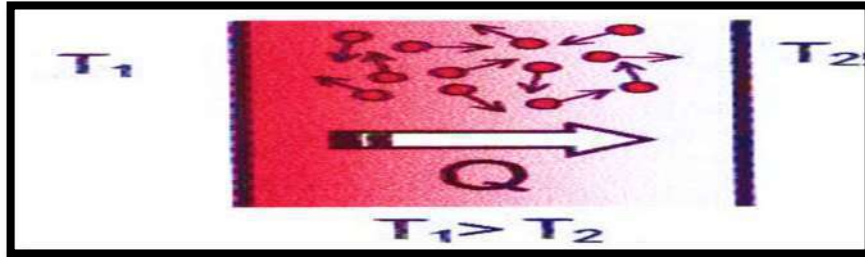


Figure (II.1) : Echange de chaleur par conduction

II.2.2 La convection

La convection a lieu dans les fluides (gaz ou liquide). Elle caractérise l'échange de chaleur à la frontière entre un solide et un fluide et est donc très liée à l'écoulement fluide mais aussi aux géométries de frontière et aux états de surface solide. Il convient de distinguer la convection forcée dans laquelle le fluide est mis en mouvement par un apport d'énergie mécanique extérieur (pompe, ventilateur...) de la convection naturelle dans laquelle le fluide prend, en son sein, l'énergie nécessaire au mouvement (variation de masse volumique associée à une variation de température par exemple). [11]

De façon macroscopique elle est décrite par la loi de Newton (1701) qui lie le flux à un écart de température : [12]

$$\varphi = S h (T_p - T_\infty) \quad (\text{II.3})$$



Figure (II.2) : Echange de chaleur par convection

II.2.3 Le rayonnement

La chaleur du soleil frappe pourtant notre planète alors qu'il n'y a aucun support solide, liquide ou gazeux au-delà de l'atmosphère terrestre. Ceci signifie donc que l'énergie thermique peut tout de même traverser le vide. Ce mode de transfert s'appelle le rayonnement. Il correspond à un flux d'ondes électromagnétiques émises par tout corps, quelle que soit sa température. Comme on l'imagine, le rayonnement électromagnétique est d'autant plus élevé que sa température est grande. Comme pour la conduction, ce sont les interactions entre atomes et molécules qui sont à l'origine de ce rayonnement. Elles peuvent le générer, ce qui diminue leur énergie, ou encore l'absorber, ce qui l'augmente. De par sa nature, le rayonnement n'intervient que dans les milieux transparents (gaz, verre, vide) ou semi-opaque (gaz + fumées de CO₂, gaz + vapeur d'eau).

Ce mode de transfert est décrit par la loi de Stefan-Boltzman (1879). [10]

$$\phi = \sigma \epsilon_p S (T_p^4 - T_\infty^4) \tag{II.4}$$

II.3 Les échangeurs de chaleur

Un échangeur de chaleur est un appareil de transfert de chaleur utilisé pour le transfert de l'énergie thermique interne entre deux fluides ou plus avec des températures différentes. Dans la plupart des échangeurs les fluides sont séparés par un surface de transfert et idéalement ne sont pas mélangés, les échangeurs de chaleur sont utilisés dans les processus de l'énergie, de pétrole, de transport, de climatisation, de réfrigération, de cryogénisation, de récupération de la chaleur, et des autres industries. Des exemples communs des échangeurs dans notre vie quotidienne : les radiateurs des automobiles, les condenseurs, les évaporateurs, les refroidisseurs d'huile ...etc. [13]

Il existe différents classements des échangeurs de chaleur suivant le critère utilisé :

II.3.1 selon la construction

II.3.1.1 Tubulaire

II.3.1.1.1 Échangeurs double tube (double pipe)

Ils sont constitués par des séries de deux tubes concentriques réunis par des coudes et des boîtes de jonction, l'un des fluides circulant à l'intérieur du tube de plus petit diamètre, l'autre dans l'espace annulaire entre les deux tubes. [14]

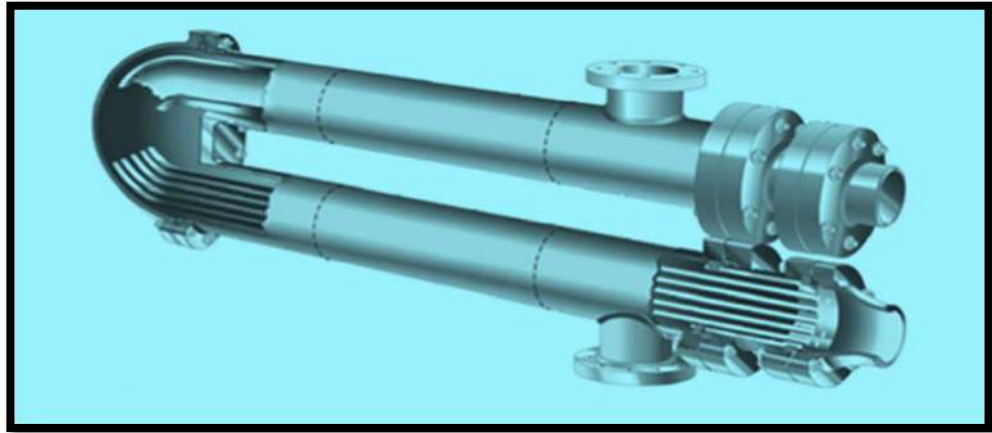


Figure (II.3) : Echangeur double tube

II.3.1.1.2 Echangeur tube à faisceau et calandre

Un es fluides circule dans un faisceau de tubes monté sur deux plaques tubulaires. Il est logé dans une calandre (Shell en anglais) munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le fluide circulant à l'extérieur des tubes le chemin imposé par les chicanes qui sont supportées par le faisceau. [14]

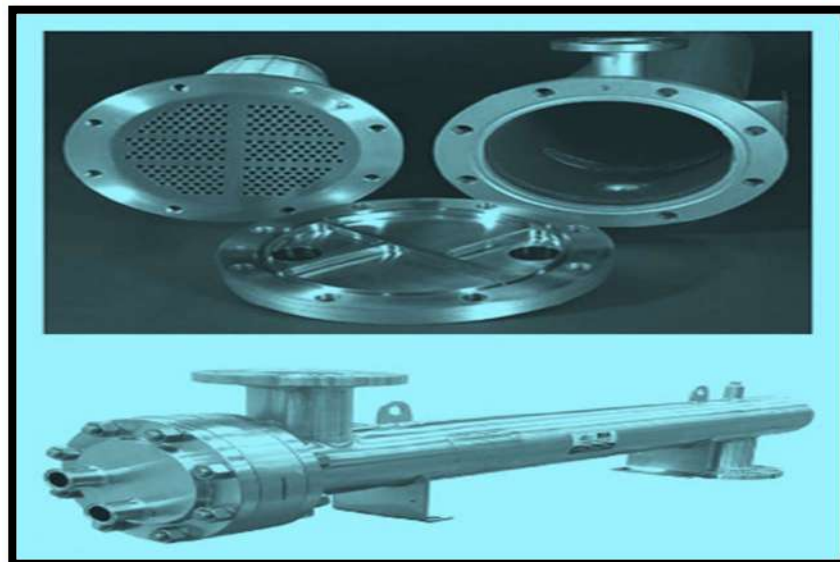


Figure (II.4) : Echangeur tubulaire a faisceau et calandre

II.3.1.1.3 Échangeurs à serpentin et tubes

Les échangeurs tubulaires de type serpentin en tube consistent en un enroulement de tuyau dans un réservoir. Le taux de transfert de chaleur est ainsi augmenté relativement à un tube

droit. De plus, on retrouve une surface de contact considérable pour un volume donné. Le principal problème de ces échangeurs est la difficulté du nettoyage dû à la géométrie restreinte et les petits espaces entre chaque pièce. [15]

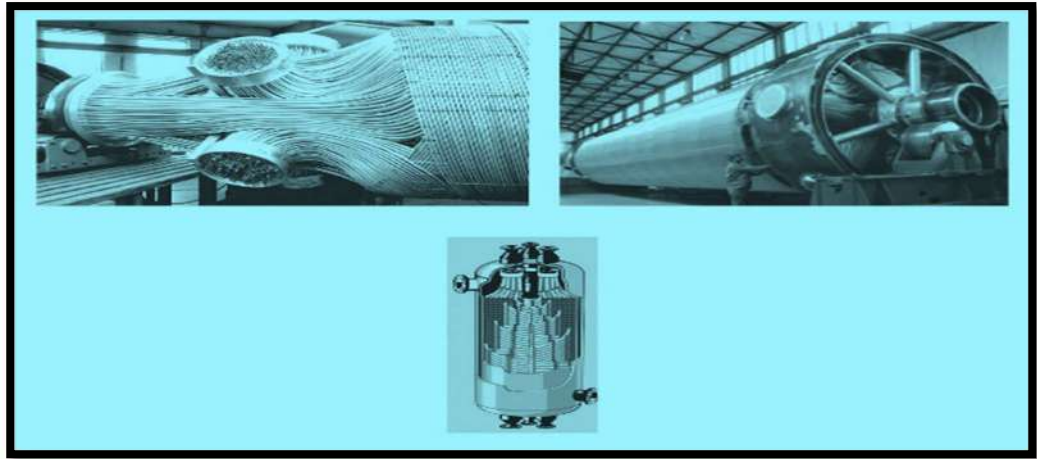


Figure (II.5) : Echangeur de chaleur en serpentin

II.3.1.2 Échangeurs de chaleur à plaques

Les échangeurs à plaques sont généralement conçus de nombreuses plaques minces. Généralement, ces échangeurs de chaleur ne peuvent pas résister à de hautes pressions ou températures ni à de hautes différences de pression et température. Les principaux types de ces échangeurs sont désignés comme échangeurs à joint étanche, soudé, à plaques hélicoïdales, à lamelles, à circuits imprimés et à serpentin à plaque externe. [15]

II.3.1.2.1 Échangeurs à joints étanches

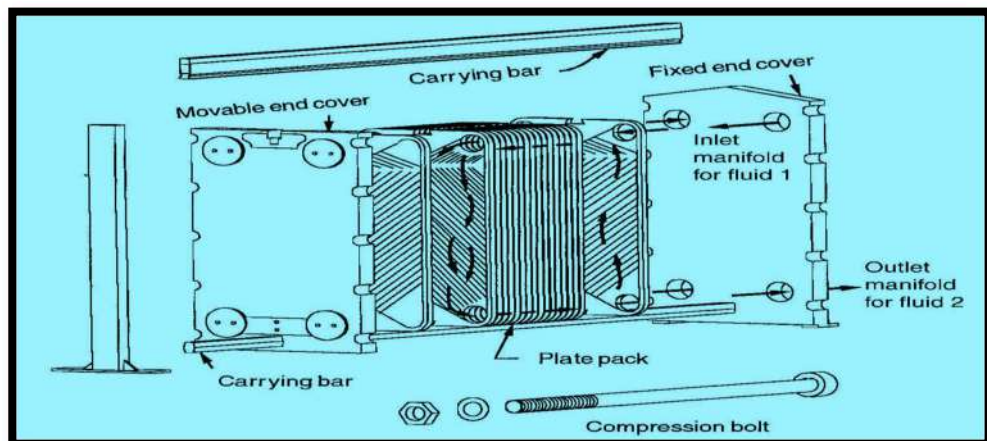


Figure (II.6) : Echangeur de chaleur a plaques avec joint étanche

II.3.1.2 Échangeurs à plaques soudées

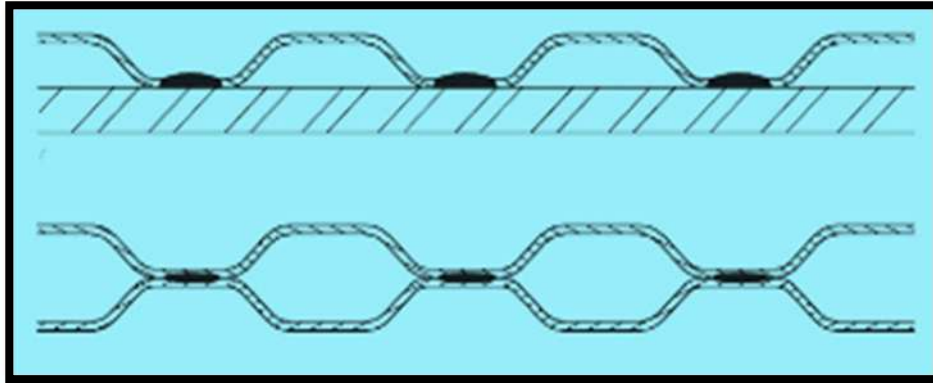


Figure (II.7) : Echangeur de chaleur a plaques soudées

II.3.1.3 Échangeurs de chaleur à surface augmentée

Les échangeurs tubulaires et à plaques utilisent seulement la surface primaire pour échanger la chaleur entre les fluides. Leur efficacité est normalement de 60 % ou moins et la surface de transfert de chaleur inférieure à 700 m²/m³. Dans certaines applications, une efficacité de plus de 95 % est essentielle afin de limiter le volume et la masse. Les échangeurs de chaleur entre gaz et certains liquides ont un coefficient de transfert de chaleur très bas.

Ce ci implique une surface d'échange très grande. Une méthode afin d'augmenter la surface d'échange est d'ajouter des ailettes sur un ou les deux côtés. Cet ajout permet d'augmenter de 5 à 12 fois la surface d'échange. [15]

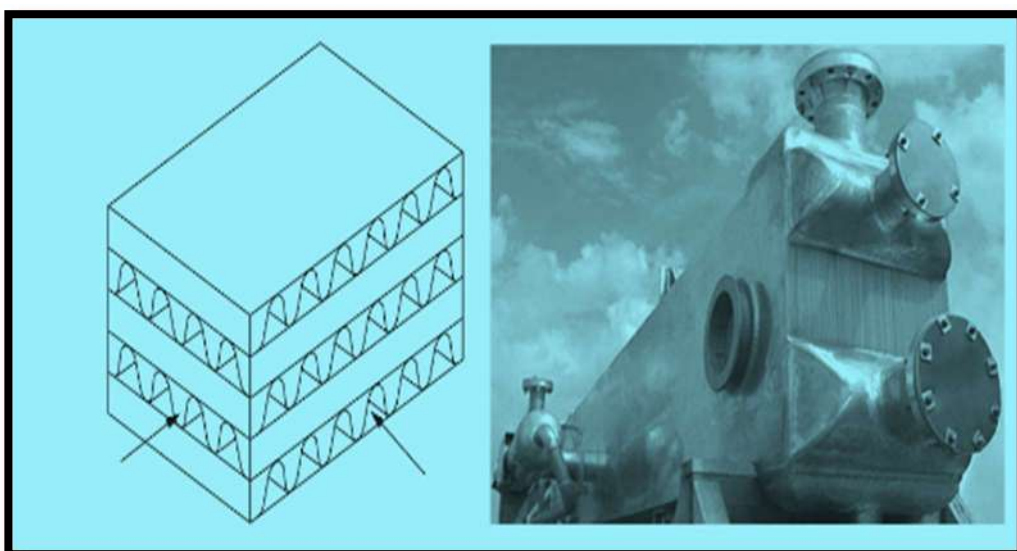


Figure (II.8) : Echangeur de chaleur à surface augmentée

II.3.2 Selon le processus de transfert

II.3.2.1 Contact indirect

L'échange de chaleur entre deux fluides séparés par une paroi est caractérisé localement par :

- Le potentiel thermique local $\Delta\theta$, différence de température entre les deux fluides ;
- L'élément de surface d'échange da mise en œuvre ;
- La résistance au transfert R , résultante de diverse résistance en série et correspondant :
 - Au transfert par convection entre le fluide chaud et la paroi.
 - Au transfert par conduction à travers la paroi.
 - Au transfert par convection entre la paroi et le fluide froid.
 - Au salissaiet éventuel de chaque côté de la paroi. [16]

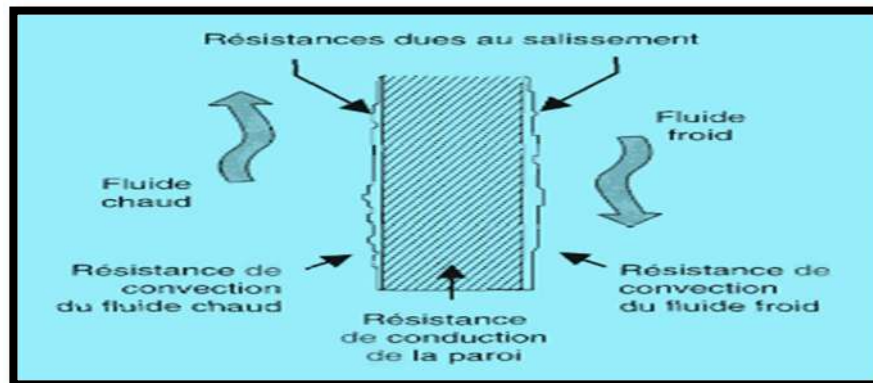


Figure (II.9) : Transfert de chaleur par contact indirect

II.3.2.2 Contact direct

Au type de contact direct, les deux fluides ne sont pas séparés par une paroi et entrent dans un contact direct, échangent de la chaleur et après se séparent.

Par conséquent de l'absence de la paroi les températures de deux fluides s'approchent à l'égalité. Souvent au ce type le processus de transfert est aussi a accompagné par un transfert de masse. Divers types des échangeurs de chaleur à contact direct incluent : a- échangeur des fluides immiscibles, b- échangeur gaz-liquide, c- échangeur liquide-vapeur. [13]

II.3.3 Selon le type de courant de circulation

II.3.3.1 Contre-courant

Les écoulements de deux fluides sont parallèles mais ont des directions opposées à l'intérieur de l'échangeur.



Figure (II.10) : Circulation à contre-courant

II.3.3.2 Co-courant

Les écoulements de deux fluides entrent simultanément à une même extrémité, s'écoulent parallèlement en même direction et quittent simultanément l'autre extrémité.



Figure (II.11) : Circulation à co-courant

II.3.3.3 Courant croisé

Les écoulements de deux fluides sont perpendiculaires entre eux. [17]

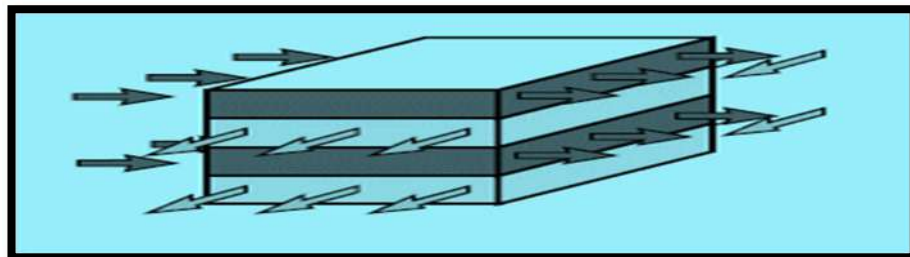


Figure (II.12) : Circulation courant croisée

II.3.4 Selon le nombre de passe

Il y a les échangeurs mono passe et multi passe, le fluide est considéré d’avoir faire une seule passe si il s’écoule à travers la section d’échangeur une seule fois. Dans le multi passe le fluide est reversé et s’écoule à travers la section deux fois ou plus. [13]

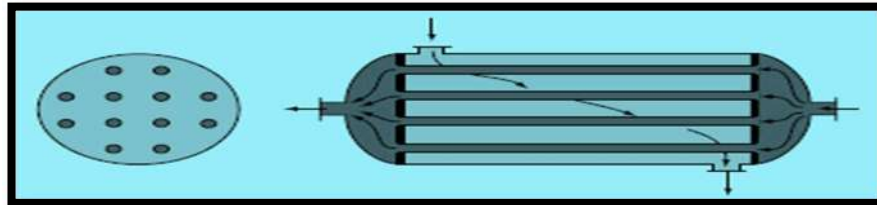


Figure (II.13) : 1 passe cote tube, 1 passe cote calandre

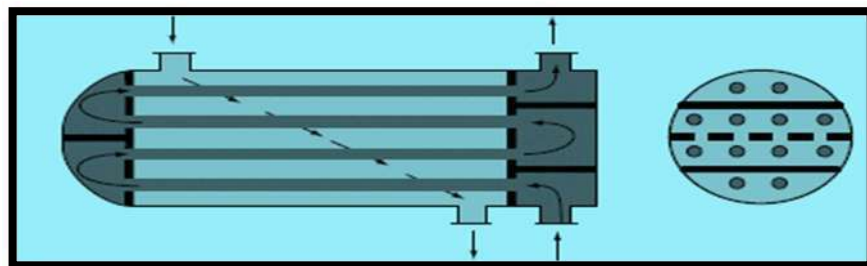


Figure (II.14) : 4 passes cotés tubent, 1 passe cote calandre

II.3.5 Selon la phase de fluide

II.3.5.1 L’échangeur gaz-liquide

Les échangeurs gaz-liquide sont souvent de type des ailettes compact tel que le liquide dans le coté tube, le radiateur est l’exemple le plus commun de ce type.

II.3.5.2 L’échangeur liquide-liquide

La majorité des échangeurs liquide-liquide sont de type tube-calandre et tube-plateau, les deux fluide sont pompé à travers l’échangeur donc le mode de transfert de chaleur est la convection forcée

II.3.5.3 L’échangeur gaz-gaz

Dans plusieurs cas un gaz est compressé pour que sa densité soit haute alors que l’autre soit à basse pression et basse densité par rapport à l’échangeur liquide-liquide, la dimension de ce type sera être plus large, parce que le coefficient de transfert de chaleur par convection de côté gaz est faible par rapport celui de côté liquide. [13]

Par conséquent, des surfaces secondaires sont souvent employées pour accroître le taux de transfert.

II.3.6 Selon le mécanisme

II.3.6.1 Fonction de réfrigération

- **Réfrigérant (cooler)** : il refroidit un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide Auxiliaire, généralement de l'eau.
- **Chiller** : il refroidit un fluide de procédé par évaporation d'un fluide frigorigène(ou Par de L'eau réfrigérée). [14]

II.3.6.2 Fonction de réchauffage

- **Réchauffeur (heater)** : il réchauffe un fluide de procédé mais le terme s'emploie surt Ut pour désigner l'appareil qui réchauffe un produit stocké Généralement pour assurer sa pompabilité. [14]

II.3.6.3 Fonction de condensation

- **Condenseur (condenser)** : il assure la condensation totale (total condenser) ou Partielle (partial condenser) de vapeur par circulation d'eau ou d'un fluide de procédé suffisamment froid.
- **Aérocondenseur** : il a la même fonction que le précédent en utilisant l'air comme flui de froid. [14]

II.3.6.4 Fonction de vaporisation

- **Vaporiseur (vaporiser)**: il assure la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé ; l'apport de chaleur étant fait part de la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé éventuellement en condensation.
- **rebouilleur (reboiler)** : il vaporise une partie des produits de fonds de colonnes pour les renvoyer au fractionnement. [14]

II.4 Conclusion

Le transfert de chaleur est très important dans notre vie quotidienne ; comme la chaleur se déplace d'un endroit à l'autre à différents types : conduction, convection, rayonnement.

Parmi les domaines d'application de transfert de chaleur, on trouve l'échangeur de chaleur dans les différentes industries (chimique et mécanique), comme les exemples que nous avons utilisés. Autres exemples, chauffage et refroidissement, pétrochimie, condensation d'air, vaporisationetc.

Le principe de ces échangeurs est toujours être entre deux fluides, liquide-gaz, liquide-liquide, gaz-gaz ; et l'objectif est toujours selon le refroidissement ou le chauffage.

CHAPTER III
PARTIE PRATIQUE

III.1 Problématique

Suite à la chute conséquente de la pression du gisement, la composition de la charge tend vers un changement graduel et significatif avec une diminution de la richesse.

Ce problème a été pris en charge par la mise en service d'une station Boosting, en septembre 2004, pour permettre aux installations de fonctionner dans de bonnes conditions selon le design.

Néanmoins, ces variations perturbent le fonctionnement de l'unité et diminuent la production du GPL et du condensât.

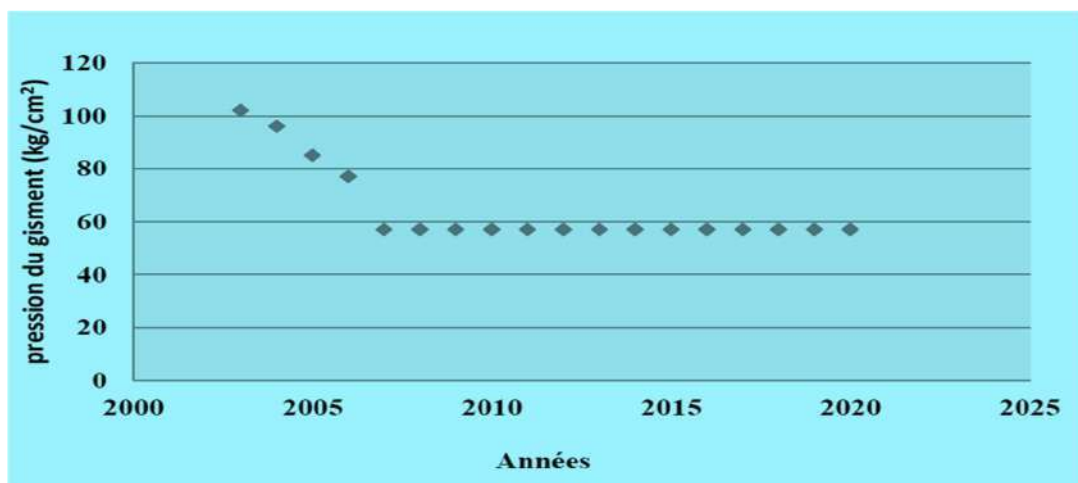


Figure (III.1) : Evolution de la pression du gisement au cours du temps [22]

Notre étude consiste à optimiser les paramètres opératoires de fonctionnement de la section HP, particulièrement dans la batterie d'échangeur gaz-gaz afin d'augmenter la récupération du GPL et du condensât, et la minimisation de la consommation du propane des cuillers.

III.2 Présentation l'outil de simulation Hysys

III.2.1 Introduction

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement, autrement dit, la simulation permet de représenter les différents phénomènes : transfert de matière et de chaleur dans les différentes opérations unitaires par modèles thermodynamiques, qui traduisent leur comportement par l'intermédiaire de résolution des équations analytiques.

Il existe, sur le marché, un très grand nombre de simulateur de procédés chimiques dont les plus répandus au niveau mondial sont : Aspen, Chemcad, Chemshare, Design II, Prosim, ProII et

Hysys. En ce qui nous concerne, nous avons utilisé pour la présente étude, le simulateur Hysys de la société Hyprotech. Cela à cause des difficultés de faire des tests sur site pour la modélisation de notre procédé.

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation nous permet de simulation.

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- Etablir les bilans de matière et d'énergie.
- Dimensionner les équipements de ce procédé.
- Ou bien dans le suivi des procédés déjà existant afin de :
 - Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation ou les conditions de fonctionnement d'un certain équipement.
 - Déterminer les performances des équipements.

III.2.2 Modèle thermodynamique

Les modèles thermodynamiques sont utilisées pour la détermination des propriétés thermodynamiques, volumiques ainsi que l'état physique des constituants des mélanges. La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique. Parmi les modèles thermodynamiques existant dans la bases de donnée du simulateur, il y lieu de citer ceux des :

Equations d'état telles que : Peng Robinson (PR), Sove Redlich Kwong (SRK), etc.

Equations de coefficients d'activité telles que : UNIQUAC, UNIFAC, NRTL, etc.

L'équation de Peng - Robinson est recommandée pour des mélanges hydrocarbure contenant des molécules à chaines moyennes, ce qui est le cas du système étudié.

III.2.3 modèle de Peng-Robinson

L'équation de Peng et Robinson est de la même forme générale que l'équation de Redlich-Kwong et Soave (SRK) qui sont basé sur l'équation de Van Der Waal avec une modification empirique du terme d'attraction. Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement du gaz naturel. Le domaine d'application du modèle Peng-Robinson est représenté dans le tableau.

Tableau(III.1) : Domaine d'application du modèle Peng-Robinson

Modèle	Température (°F)	Température (°C)	Pression (Psia)	Pression (kPa)
Peng-Robinson	>- 456	>-271	<15 000	<100 000

Le bagage de conception des propriétés dans HYSYS fournis des modèles de prédiction précis des propriétés thermodynamiques, physiques et de transport pour les fluides des Hydrocarbures, non-hydrocarbures, pétrochimique et chimiques.

Il y a presque le bagage de 33 propriétés à la base de données à l'intérieur HYSYS ; la question qui se pose est COMMENT SELECTIONNEZ LE BAGAGE APPROPRIE DES FLUIDES ? Nous pouvons les sélectionnez par la spécification de :

- 1 - Processus / type d'application
- 2- Intervalle Température et la pression e. [18]

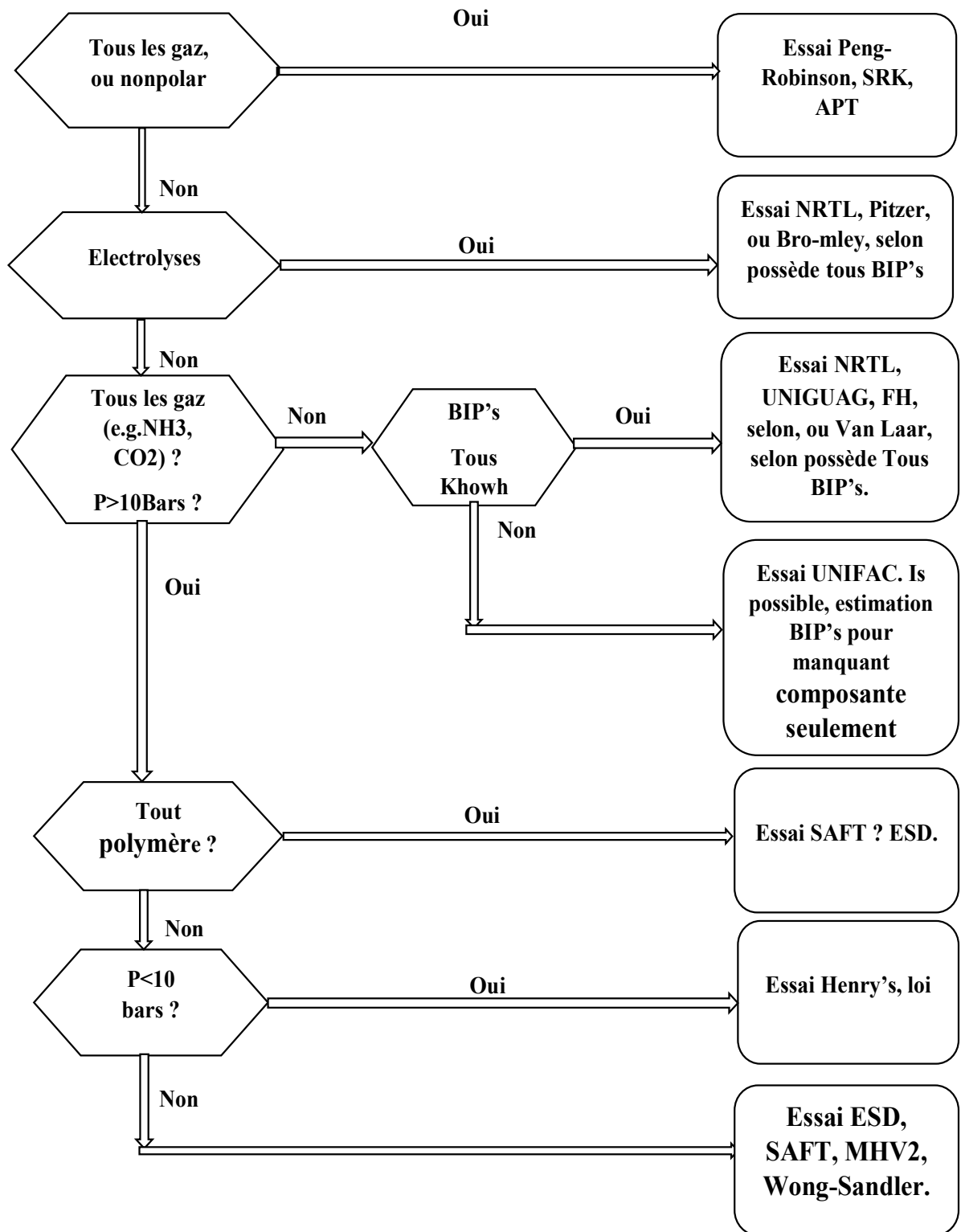


Figure III.2 : Schéma représente la procédure de sélection de types de modèle thermodynamique

III.3 Les spécifications du procédé

Avant de lancer le calcul et d'entamer l'analyse des résultats, il est préférable de définir d'abord les contraintes de fonctionnement utilisées dans la simulation du procédé.

III.3.1 Les équipements reliés à notre travail

- Ballon de séparation bi-phasique chaude (V-100).
 - La batterie des échangeurs gaz-gaz.
 - Echangeur gaz-liquide.
 - Chiller de propane.
 - Vanne de contrôle de pression Joule-Thomson.
- Ballon de séparation bi-phasique froide (V-101).

III.3.2 Spécifications du produit fini (gaz sec)

- Pouvoir calorifique supérieur $9350 \text{ kcal/m}^3 < \text{PCS} < 9450 \text{ kcal/m}^3$.
 - Teneur en eau $\text{H}_2\text{O} < 50 \text{ ppm}$.
 - Teneur en C_5^+ 0.5% molaire

III.4 Vérification des paramètres design du l'unité HP

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

La procédure de calcul de l'unité HP dans l'environnement HYSYS nécessite les données suivantes :

- La composition de la charge.
- Le design de l'unité HP.
- La température, débit et pression de gaz.

L'unité HP est alimentée par la charge provenant de Boosting, les compositions et les données de départ sont données dans les tableaux suivants :

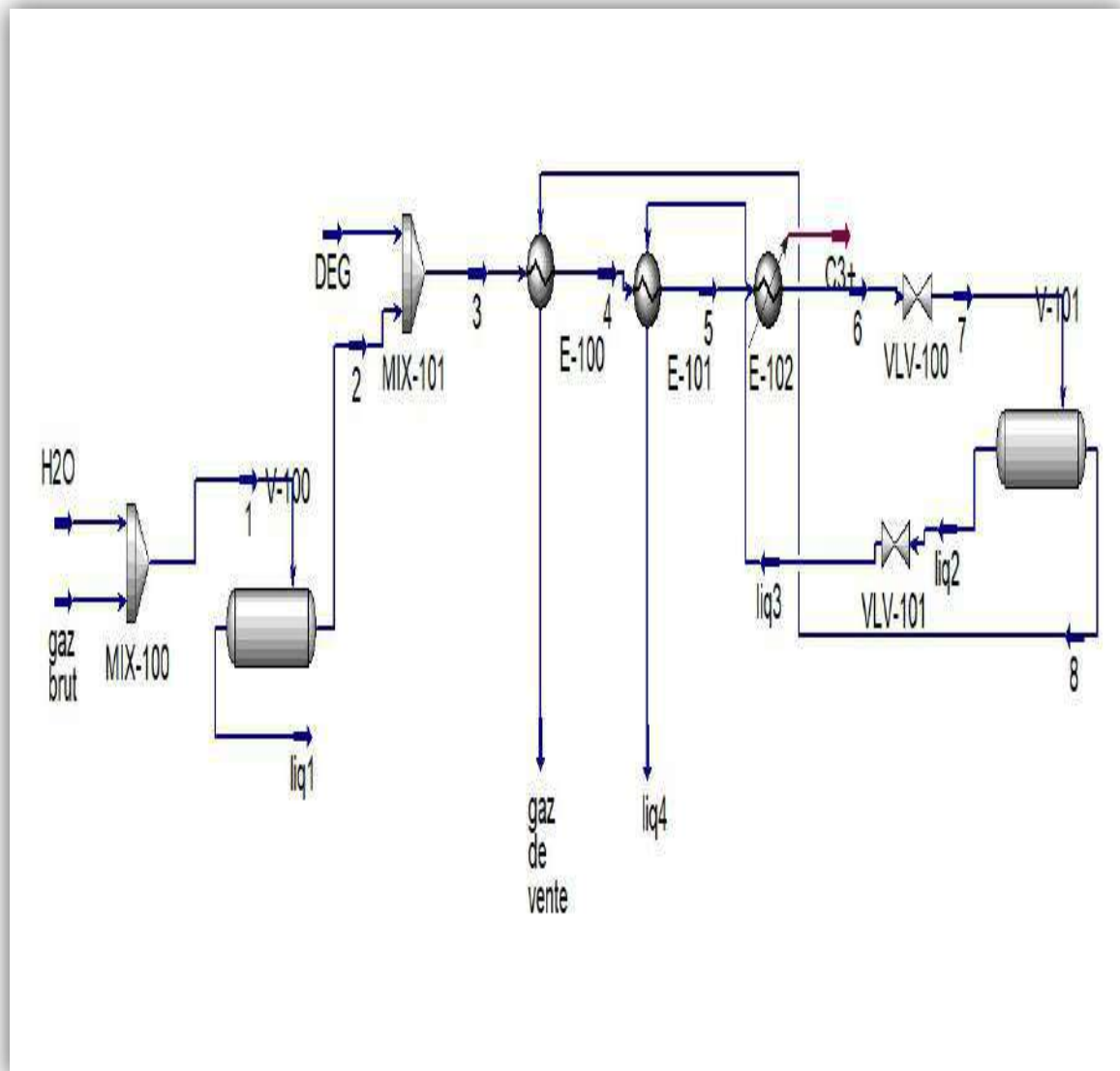
Tableau (III.2) : La composition de la charge dans le cas design

Constituants	Fraction molaire
N ₂	0.055
CO ₂	0.002
CH ₄	0.783
C ₂ H ₆	0.074
C ₃ H ₈	0.029
i-C ₄ H ₁₀	0.006
n-C ₄ H ₁₀	0.011
i-C ₅ H ₁₂	0.003
n-C ₅ H ₁₂	0.005
C ₆ H ₁₄	0.006
C ₇ H ₁₆	0.005
C ₈ H ₁₈	0.004
C ₉ H ₂₀	0.004
C ₁₀ H ₂₂	0.002
C ₁₁ H ₂₄	0.002
C ₁₂₊	0.005

Tableau (III.3) : Spécifications de la charge dans le cas design

Paramètres	Valeurs
Debit(kgmol/h)	9570
T(°C)	64.5
P(kg/cm²)	101.5

Cette partie a pour but de simuler un cas design de la section de récupération du liquide



Figure(III.3) : Schéma de cas design par simulateur HYSYS

III.4.1 Comparaison entre le cas design et le cas design simulé

Les compositions molaires du liquide et gaz de vente à la sortie de l'unité sont représentées dans les tableaux suivant :

Tableau(III.4) : Comparaison de la composition à la sortie de gaz de vente et de
Liquide (voir l'annexe 1.2)

Constituants	Cas design		Cas simulé	
	Sortie de gaz	Sortie de liquide	Sortie de gaz	Sortie de liquide
N ₂	0.0610	0.0113	0.0606	0.0110
CO ₂	0.0020	0.0020	0.0020	0.0020
CH ₄	0.8339	0.4225	0.8312	0.3775
C ₂ H ₆	0.0697	0.1432	0.0706	0.1192
C ₃ H ₈	0.0217	0.1167	0.0224	0.0975
i-C ₄ H ₁₀	0.0034	0.0374	0.0038	0.0312
n-C ₄ H ₁₀	0.0051	0.0753	0.0058	0.0637
i-C ₅ H ₁₂	0.0010	0.0291	0.0012	0.0255
n-C ₅ H ₁₂	0.0011	0.0100	0.0013	0.0356
C ₆ H ₁₄	0.0005	0.0458	0.0007	0.0432
C ₇ H ₁₆	0.0000	0.0341	0.0002	0.0331
C ₈ H ₁₈	0.0000	0.0189	0.0001	0.0186
C ₉ H ₂₀	0	0.0102	0.0000	0.0098
C ₁₀ H ₂₂	0	0.0046	0.0000	0.0044
C ₁₁ H ₂₄	0	0.0027	0.0000	0.0020
C ₁₂₊	0	0.0055	0.0000	0.0034

Tableau (III.5) : Vérification des paramètres à la sortie de gaz de vente et de liquide (voir
L'annexe 3.4)

	Paramètres	cas design	Cas simulé	Ecart (%)
Sortie de gaz	Température (°C)	58.4	56.49	3.27
	Débit (kgmol/h)	8557.5	8590	0.37
	Pression (kg/cm ²)	74.5	75.98	1.94
	C ₃ ⁺	0.0332	0.0355	6.47
	PCS(kcal/m ³)	9450	9557.41	1.12
Sortie de liquide	Température (°C)	-2	-2	0
	Débit (kgmol/h)	588.3	589.2	0.15
	Pression (kg/cm ²)	33	33	0

III.4.2 Interprétation des résultats

D'après les deux tableaux, on a remarqué que les écarts relatifs sont inférieurs à 10% donc on peut dire que le modèle utilisé par notre simulateur (Peng-Robinson) nous donne des résultats satisfaisants et peut être généralisé pour étudier le cas actuel.

III.5 Vérification des paramètres actuels

III.5.1 Calcul de débit actuel de gaz d'alimentation pour une seule chaîne

$$N_{\text{gaz}} = N_T / 4 \quad (\text{III.1})$$

$$N_T = \frac{V_T}{M_{\text{gaz}}} \cdot \rho_{\text{gaz}} \quad (\text{III.2})$$

$$\rho_{\text{gaz}} = \rho_{\text{air}} \cdot d_{\text{gaz}} \quad (\text{III.3})$$

$$d_{\text{gaz}} = \frac{M_{\text{gaz}}}{M_{\text{air}}} \quad (\text{III.4})$$

Avec : $M_{\text{air}} : 28.97 \text{ g/mol}$

- Calcul du M_{gaz}

$$M_{\text{gaz}} = \sum(M_i \cdot Y_i) \quad (\text{III.5})$$

$$M_{\text{gaz}} = (0,0523 \times 28,01) + (0,00216 \times 44,01) + (0,8259 \times 16,04) + (0,07713 \times 30,07) + (0,002375 \times 55,5) + (0,004 \times 58,12) + (0,00675 \times 58,12) + (0,00176 \times 72,15) + (0,0022 \times 72,15) + (0,00192 \times 86,18) + (0,0011 \times 100,2) + (0,00058 \times 114,23) + (0,00015 \times 128,26) + (0,00004 \times 142,28) + (0,00003 \times 156,31) + (0,000001 \times 170,34)$$

Donc : $M_{\text{gaz}} = 18.53 \text{ g/mole}$

$$d_{\text{gaz}} = \frac{18.53}{28.97} = 0.639 \quad d_{\text{gaz}} = 0.639$$

$$\rho_{\text{gaz}} = \rho_{\text{air}} \cdot d_{\text{gaz}} \quad (\text{III.6})$$

Avec : $\rho_{\text{gaz}} = 830 \text{ g/m}^3$

$$V_T = 14 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{J}$$

$$N_T = \frac{830 \times 14 \times 10^6}{18.53}$$

Avec : $N_T = 627091.2$ Kmol/ jour

$$N_T = \frac{627091.2}{24}$$

Avec : $N_T = 26128.8$ Kmol/ h

La quantité du gaz pour une seule chaîne est comme suite :

$$N_T = \frac{26128.8}{4}$$

Avec : $N_{\text{gaz}} = 6532.2$ Kmol /h

III.5.2 Teneur en eau actuel de gaz d'alimentation : (voir l'annexe 18)

Pour trouver la teneur en eau à l'entrée de section HP on utilise la formule de Khaled : [19]

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = 16.02 \left[\frac{\sum_{i=1}^5 a_i (T+273.15)^{i-1}}{P} \right] + \sum_{i=1}^5 b_i (T + 273.15)^{i-1} \quad (\text{III.7})$$

Les conditions opératoires dans le V101 : $P=98.8$ bar et $T = 51.5^\circ\text{C}$

On utilise la formule de Khaled on trouve la teneur égale : 1039,856146 mg/m³

- La quantité d'eau Pour 1ppm = 1000 mg/m³ = 1.0398 ppm
- Le débit massique d'eau pour une chaîne par heure égale = 87.5 kg/h

Pour mener à bien notre étude, nous avons structuré notre simulation en deux parties. Dans la première partie nous procédons à un calcul au niveau de l'unité HP qui contient 3 échangeurs gaz-gaz en série.

La batterie d'échangeur gaz-gaz constitue 4 échangeurs en série dans le actuel optimise.

III.5.3 Les spécifications de gaz d'alimentation actuel :

Les compositions du gaz de sortie de Boosting vers le module '0' est obtenues par l'analyse chromatographique en phase liquide.

Les débits et les fractions molaires des constituants de gaz brut sont donnés au tableau suivant Tableau (III.6).

Tableau (III.6) : La composition de la charge dans le cas actuel

Constituants	Fraction molaire
N ₂	0.05230
CO ₂	0.00216
CH ₄	0.82600
C ₂ H ₆	0.07710
C ₃ H ₈	0.02380
i-C ₄ H ₁₀	0.00410
n-C ₄ H ₁₀	0.00670
i-C ₅ H ₁₂	0.00170
n-C ₅ H ₁₂	0.00220
C ₆ H ₁₄	0.00190
C ₇ H ₁₆	0.00110
C ₈ H ₁₈	0.00060
C ₉ H ₂₀	0.00015
C ₁₀ H ₂₂	0.00004
C ₁₁ H ₂₄	0.00003
C ₁₂ ⁺	0.00001

Tableau (III.7) : Spécifications de la charge dans le cas actuel

Paramètre	Valeur
Debit(kgmol/h)	6162
T(°C)	51.5
P(kg/cm ²)	98.8

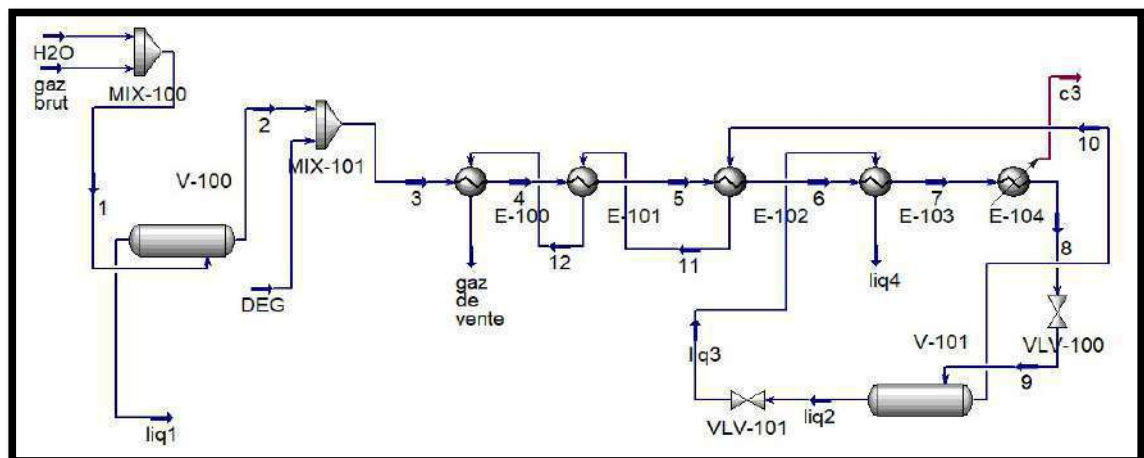


Figure (III.4) : Schéma de cas actuel par simulateur HYSYS

III.5.4 Comparaison entre cas actuel et le cas actuel simulé

Les critères sur lesquels nous avons basé notre choix du modèle sont : le débit, la température et la composition du gaz de vente.

Tableau (III.8) : Comparaison de la composition à la sortie de gaz de vente

(Voir l'annexe 5.6.7)

	valeur laboratoire	valeur HYSYS	L'écart (%)
Température (°C)	41	42.10	1.10
Pression (kg/cm ²)	67.7	65.6	2.1
PCS(kcal/m ³)	9408	9622	1.61
C ₃ ⁺ (%)	3.3	3.19	11
Composition			
N ₂	0.0550	0.0532	0.19
CO ₂	0.0020	0.0022	0.01
CH ₄	0.8377	0.8346	0.3
C ₂ H ₆	0.0734	0.0757	0.18
C ₃ H ₈	0.0200	0.0220	0.23
i-C ₄ H ₁₀	0.0029	0.0035	0.07
n-C ₄ H ₁₀	0.0047	0.0054	0.09
C ₅ ⁺	0.0054	0.0011	0.43

III.5.5 Interprétation

D'après les résultats de simulation obtenus, on note que les paramètres du cas actuel simulé sont conformes à ceux du cas actuel réel de la section HP, Ce qui confirme la performance du simulateur utilisé.

III.6 Optimisation des paramètres opératoires de fonctionnement de la section HP

La simulation dans l'environnement Hysys permet d'étudier et de représenter les différents phénomènes qui se fait dans un procédé industriel, parmi ces différents phénomènes on a choisi l'étude de l'effet de l'ajout d'un autre échangeur gaz-gaz.

L'objectif de la présente simulation est de chercher des nouveaux paramètres de fonctionnement du la section HP permettant une bonne séparation avec un gain d'énergie (consommation de propane des cuillers) et augmentation de la récupération de liquide.

Trois paramètres sensitifs sont pris en considération :

- La température de gaz de vente.
- La pression de gaz de vente.
- Les contraintes des produits finis (la teneur en C_3^+ , point de rosée, PCS)

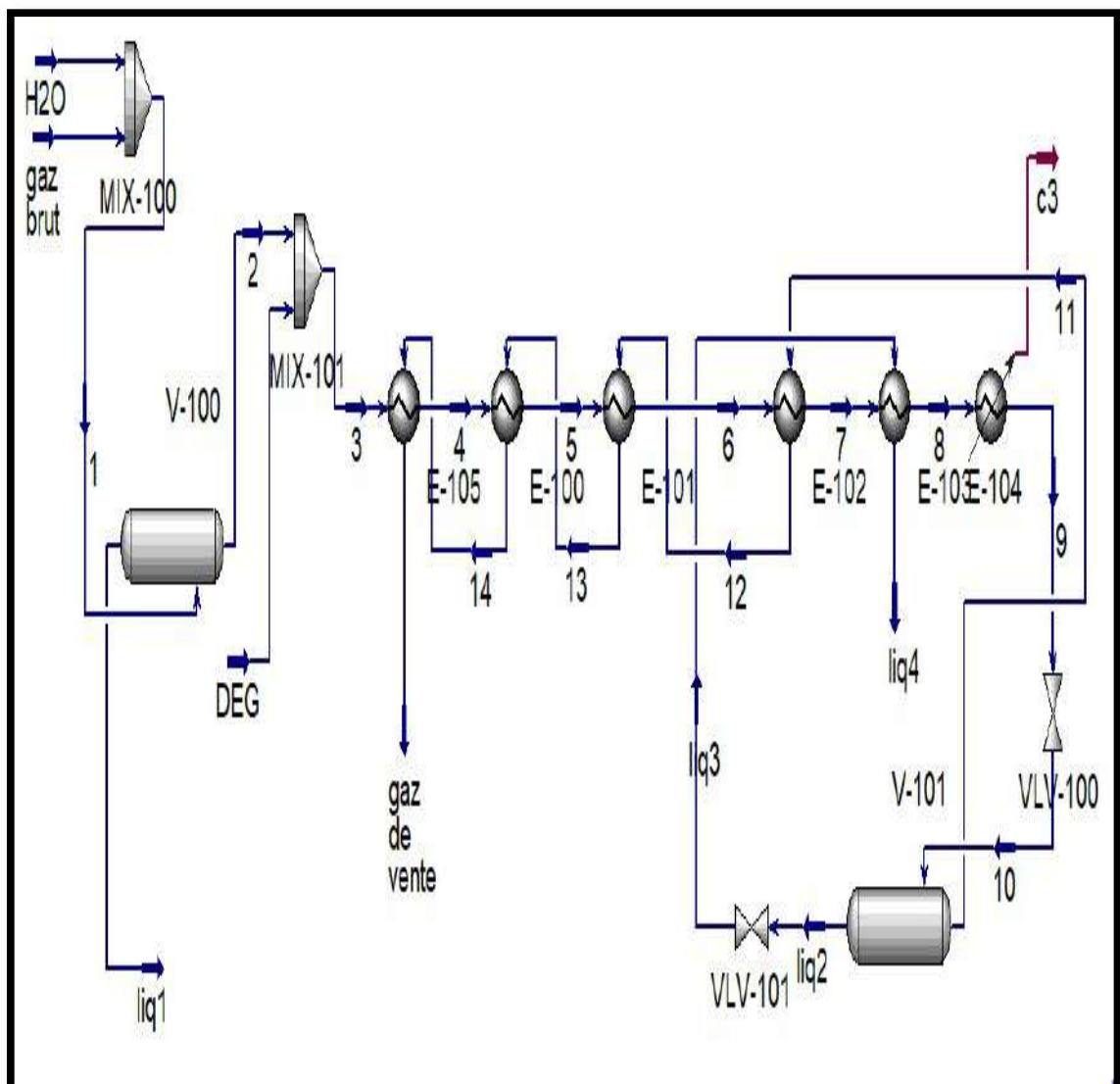


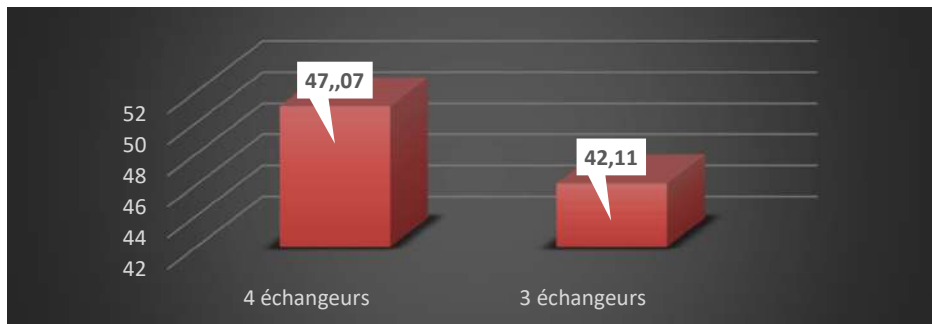
Figure (III.5) : Schéma simulation cas 4 échangeurs par simulateur HYSYS

III.6.1 Etude comparative spécifications du produit pour les deux cas

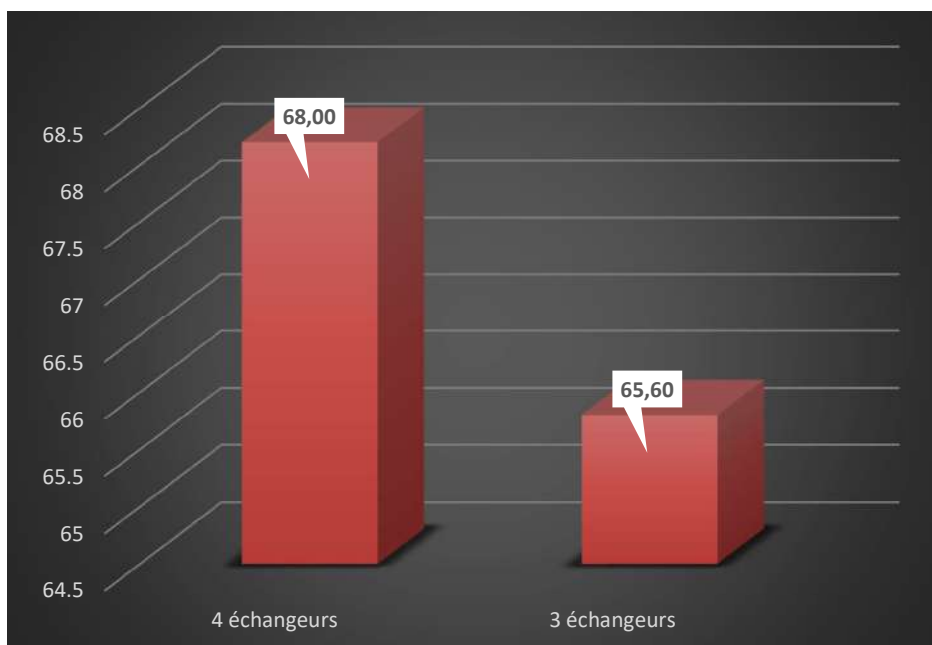
III.6.1.1 Les spécifications de gaz de vente

Tableau (III.9) : Les paramètres et la composition de gaz de vente des cas 4 et 3 échangeurs simulés (voir l'annexe 8.9.10.11)

	4 échangeurs	3 échangeurs
Température (°C)	47.07	42.10
Pression (kg/cm ²)	68.00	65.60
PCS(kcal/m ³)	9564	9622
C ₃ ⁺ (%)	3.2	3.44
Point de rosée (°C)	-13.97	-5.359
La teneur en eau (ppm)	5	6.813
Composition		
N ₂	0.0535	0.0532
CO ₂	0.0022	0.0022
CH ₄	0.8374	0.8346
C ₂ H ₆	0.0750	0.0757
C ₃ H ₈	0.0212	0.0220
i-C ₄ H ₁₀	0.0032	0.0035
n-C ₄ H ₁₀	0.0048	0.0054
i-C ₅ H ₁₂	0.0010	0.0011
n-C ₅ H ₁₂	0.0011	0.0013
C ₆ H ₁₄	0.0005	0.0008
C ₇ H ₁₆	0.0002	0.0002
C ₈ H ₁₈	0.0000	0.0001
C ₉ H ₂₀	0.0000	0.0000
C ₁₀ H ₂₂	0.0000	0.0000
C ₁₁ H ₂₄	0.0000	0.0000
C ₁₂ H ₂₆	0.0000	0.0000



Figure(III.6) : Les températures des deux cas



Figure(III.7) : Les pressions des deux cas

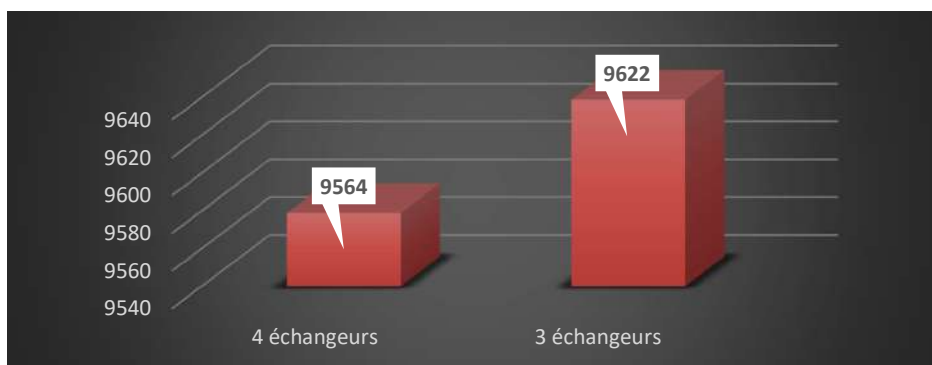


Figure (III.8) : Les pouvoir calorifiques supérieurs des deux cas

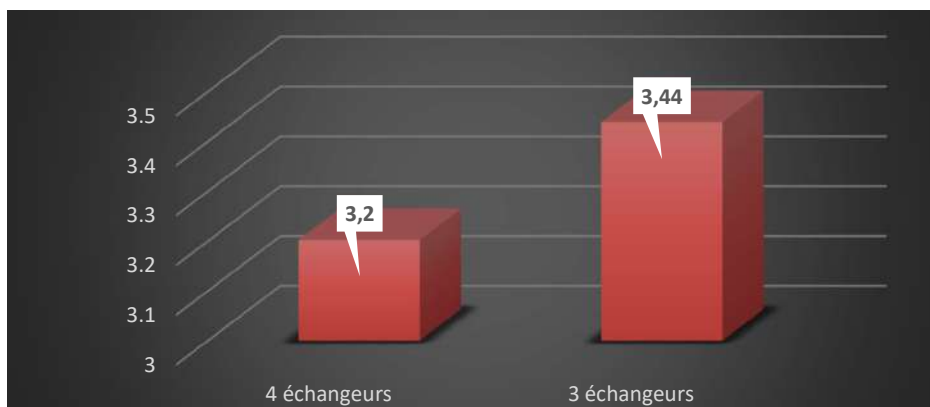
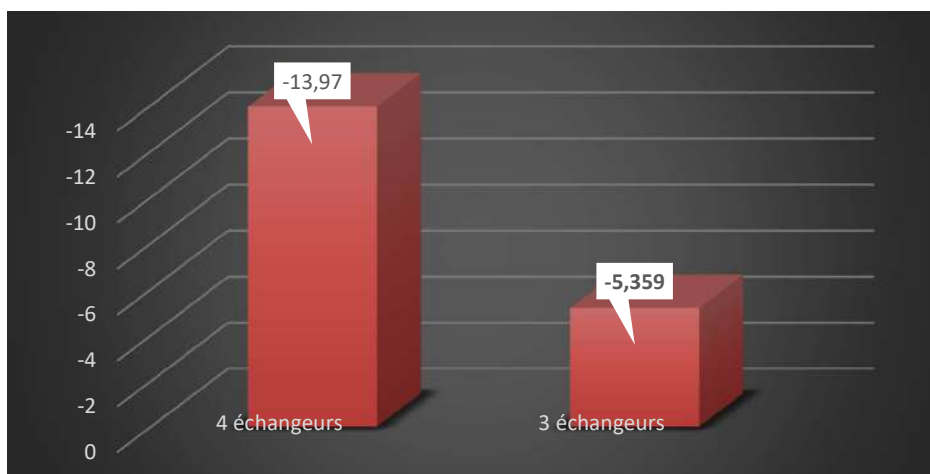


Figure (III.9) : La teneur en C₃⁺ des deux cas



Figure(III.10) : Les points de rosée des deux cas



Figure (III.11) : La teneur en eau des deux cas

III.6.1.2 Interprétation

Le pouvoir calorifique supérieur (PCS) dans le cas 4 échangeurs est inférieur à celui du cas 3 échangeurs et la diminution de point de rosée à cause de la bonne récupération du liquide qui est un porteur important d'énergie

La teneur en eau dans le cas 4 échangeurs est inférieur à celui de cas 3 échangeurs

Donc la bonne récupération d'humidité ce fait dans le cas 4 échangeur. Et nous n'avons pas le montant de l'eau dans le gaz et quand on sait signés dans la quantité d'ajout.

III.6.1.3 Les spécifications de liquide de la sortie

Tableau (III.10) : Les paramètres et la composition de liquide des cas 4 et 3 échangeurs simulés (voir l'annexe 12.13.14.15)

	4 échangeurs	3 échangeurs
Pression (kg/cm^2)	25.5	31.6
Température	-21	-18.60
Débit massique (kg/h)	7895	6521
Composition		
N ₂	0.0092	0.0095
CO ₂	0.0022	0.0022
CH ₄	0.3786	0.3758
C ₂ H ₆	0.1391	0.1293
C ₃ H ₈	0.1087	0.0981
i-C ₄ H ₁₀	0.0332	0.0300
n-C ₄ H ₁₀	0.0677	0.0618
i-C ₅ H ₁₂	0.0264	0.0250
n-C ₅ H ₁₂	0.0391	0.0378
C ₆ H ₁₄	0.0472	0.0498
C ₇ H ₁₆	0.0324	0.0367
C ₈ H ₁₈	0.0192	0.0228
C ₉ H ₂₀	0.0050	0.0061
C ₁₀ H ₂₂	0.0013	0.0017
C ₁₁ H ₂₄	0.0010	0.0013
C ₁₂ H ₂₆	0.0003	0.0004



Figure (III.12) : Les pressions des deux cas

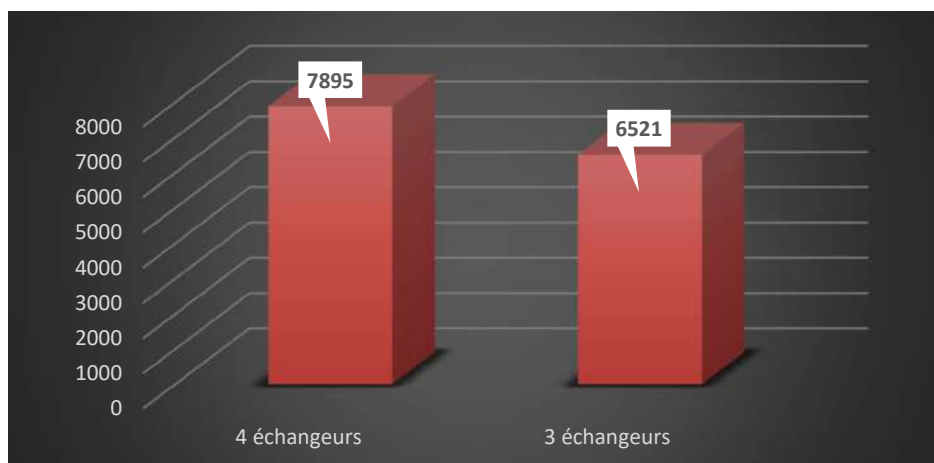


Figure (III.13) : Les débits massiques des deux cas



Figure (III.14) : Les températures des deux cas

III.6.1.4 Interprétation

On résulte que la récupération des lourds (C_3^+) dans le cas 4 échangeurs est plus élevée par rapport au cas 3 échangeurs qui est traduite par l'augmentation de leur fraction molaire dans le tableau précédant. La température qui aperçut dans (C_3^+) l'entrée est consommée avec du gaz sec.

III.6.2 La consommation du propane et la quantité économisée

III.6.2.1 Quantité du propane économisée au niveau du module 0

III.6.2.1.1 Calcul du débit de propane consommé

La consommation de propane dépend d'énergie du propane donné aux cuillers

$$\beta = \frac{Q_{réelle}}{PCS} \quad (\text{III.8})$$

Avec : $PCS = 11\,980 \text{ kcal/m}^3$

Q_{réelle} : étant la chaleur réelle apportée par le propane introduit dans le Chiller de l'unité HP pour refroidir le gaz brut, sa valeur est donnée par le HYSYS.

Dans le tableau suivant on compare entre les énergies fournies et les débits de propane Consommés pour le cas 4 échangeurs et le cas 3 échangeurs.

Tableau(III.11) : Spécification de propane (voir l'annexe 16.17)

	4 échangeurs	3 échangeurs
Q fournie (kcal/h)	60410	229300
β (m^3/h)	5,04	19.14

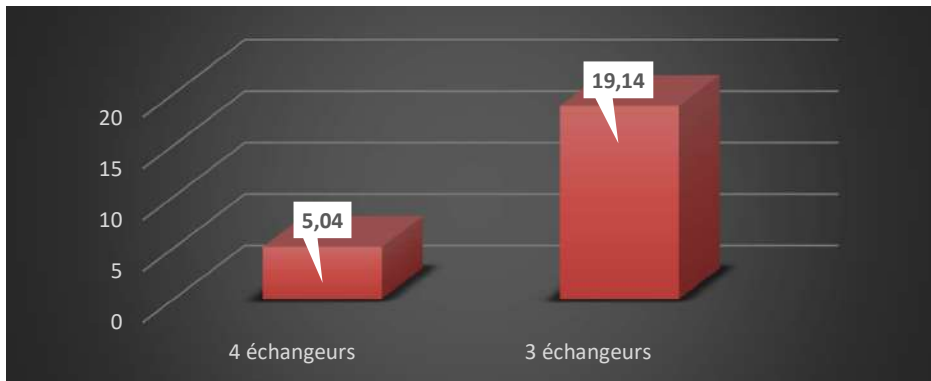


Figure (III.15) :

Les débits volumique de propane

III.6.2.2 Evaluation du gain

- Le débit de propane pour une seul unité HP du module 0 est de : 14,1 m³/h.
 - Le débit de propane gagné pour 6 unités HP est de : 84,6 m³/h.
- Le gain en propane par année est de : 84,6 x 24 x 365 = 7,41.10⁵ m³/an.

III.6.2.2.1 Calcul de l'énergie économisée en Kcal par année

▪ En Kcal

$$\text{Energie en Kcal} = (229300 - 60410) \times 24 \times 365 = 1,48.10^9 \text{ Kcal/an}$$

$$\mathbf{E = 1,48 \times 10^9 \text{ Kcal/an}}$$

III.6.2.2.2 Estimation de l'économie réalisée en Dollars :

Pour une seule chaîne :

$$1,48.10^9 \text{ Kcal/an} = 6,192.10^6 \text{ MJ/an}$$

$$\text{On ; } P = df/dt$$

Pour la diminution $p = df/dt$, $w = j/s$

Donc, kW = kJ/s; donc kWh = kJ.h/s

$$1 \text{ kWh} = 3600 \text{ KJ.S/S} \quad (\text{III.9})$$

$$\mathbf{1 \text{ kWh} = 3.6 \text{ MJ}} \quad (\text{III.10})$$

$$\text{Alors : } 6.192.10^6 \text{ MJ/an} = 1,72.10^6 \text{ kWh/an}$$

Pour le module 0 complet :

E (global) = 6. E = 6.1, 72. 10⁶ kWh/an = 10, 32.106 kWh/an

Donc : prix de l'unité kWh sur le marché international est environ 0,0809 \$/ kWh



Conclusion générale

Dans notre étude nous avons essayé d'optimiser les paramètres opératoires de la section HP, au niveau de module de traitement du gaz (MPPO) de Hassi-R'mel dans le but d'améliorer la récupération du GPL et condensât et réduire la consommation d'énergie.

Pour cela, on a commencé notre étude à bien maîtriser le procédé de traitement dans le module 0 dans la section HP qui est basée sur le refroidissement du gaz brut à haute pression, et de connaître les différents équipements de cette section.

La simulation de cette section à l'aide de l'outil Hysys avec les données du cas Design et cas actuel, nous a permis d'établir un modèle de cette section pour étudier d'autres cas de fonctionnement.

L'étude de la section HP nous a permis d'améliorer la récupération liquide et la minimisation de la consommation d'énergie par l'ajout d'un autre échangeur gaz-gaz Dans la batterie d'échangeurs gaz-gaz.

Finalement ce travail nous a permis de connaître que les avantages principaux de l'ajout d'un autre échangeur gaz-gaz sont :

- ❖ Un gain économique très important par la diminution de la consommation du propane des chillers.
- ❖ Obtenir des produits finis améliorés conformes aux spécifications commerciales.
- ❖ Assurer le bon fonctionnement de la section HP en cas d'arrêt de la phase (B).

Références

- [1] (Natural gas processing principles and technology – Part I/April 2004/ Dr. A.H. Younger, P.Eng/ Page (1-1)
- [2] (Le gaz naturel, de la production aux marchés/2013/ Alexandre Rojey/ la page 6 et 116
- [3] (Raffinage de pétrole. Tome 1.Pétrole brut. Produits pétroliers. Schémas de fabrication/J.P. WAUQUIER/1994/page 181).
- [4] (Mémoire fin de formation /Ing. Benaraima Zine El Abidine/2015/ la page 27 et 28).
- [5] (Advanced natural gas engineering/2009/ Xiuli Wang; Michael Economides/page 8).
- [6](<http://www.brighthubengineering.com/power-plants/114797-pros-and-cons-of-natural-gas-use/>)
- [7] (BP Statistical Review of World Energy /Juin 2017/ la page (3à16)).
- [8] (Comité français du butane et du propane/CFBP est du 1er août 2013).
- [10] (Cours de transfert thermique ; Université Joseph Fourier, Grenoble/Philippe Marty/2012/ page 3 et 8).
- [11] (J.L.Battaglia ; A.Kusiak ; J.R.Puiggali/2014).
- [12] (Yves JANNOT/2012/ transfert thermique/ page : 1 et 9 et 10).
- [13] (Kuppan thulukkanam/2013 heat exchanger design handbook; second edition la page 1 et 17 et 20 et 21).
- [14] (MATÉRIEL THERMIQUE technologie et utilisation des échangeurs IFP training/2005 la page 1 et 2 et 6).
- [15] (Jean-Sébastien SAVARD/Hussein IBRAHIM/Adrian ILINCA/2008 ; étude et conception d'un échangeur thermique pour un système hybride de type éolienne-diesel-stockage d'air comprimé JEDSAC la page 76 et 78).
- [16] (André GRANGE/Bernard JAMIN/1999 ; le raffinage du pétrole 4 matériels et équipements).
- [17] (Classification of heat exchanger les pages (57 et 60)).

[18] (Process Simulation Using Aspen HYSYS By: Eng. Ahmed Deyab /2016/ la page 10 et 11)

[19] Zhu Lin ; Fan Junming ; Zhu Jia ; Qin Li ; and Li Luling “Formula calculation methods of water content in sweet natural gas and their adaptability analysis” Natural Gas Industry B; Volume 1, Issue 2, **2014**, (144 et 149)

[20] HUMPHRE, Jimmy L / KELLER, HUMPHREY, Jimmy L/ L.KELLER, George. Procédées de séparation. Paris : DUNOD, 2001 pour la traduction française, CFC, 20 rue des grands Augustins, 75006 Paris. Page 17. ISBN2 10 005218 7.

[21] manuel opératoire du module 0.

[22] schéma manuel Information tirées du développement d'une chemp HASSI-R'mel.

Annexe 1

Material Stream: gaz de vente

Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Nitrogen	0.0606	0.0606
Properties	CO2	0.0020	0.0020
Composition	Methane	0.8312	0.8312
Oil & Gas Feed	Ethane	0.0706	0.0706
Petroleum Assay	Propane	0.0224	0.0224
K Value	i-Butane	0.0038	0.0038
User Variables	n-Butane	0.0058	0.0058
Notes	i-Pentane	0.0012	0.0012
Cost Parameters	n-Pentane	0.0013	0.0013
Normalized Yields	n-Hexane	0.0007	0.0007
	n-Heptane	0.0002	0.0002
	n-Octane	0.0001	0.0001
	n-Nonane	0.0000	0.0000
	n-Decane	0.0000	0.0000
	n-C11	0.0000	0.0000
	n-C12	0.0000	0.0000
	H2O	0.0000	0.0000
	DEGlucof	0.0000	0.0000
Total		1.00000	

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Annexe 2

Material Stream: liq4

Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Nitrogen	0.0111	0.0280
Properties	CO2	0.0020	0.0030
Composition	Methane	0.3776	0.7958
Oil & Gas Feed	Ethane	0.1192	0.1196
Petroleum Assay	Propane	0.0975	0.0372
K Value	i-Butane	0.0312	0.0053
User Variables	n-Butane	0.0637	0.0077
Notes	i-Pentane	0.0255	0.0013
Cost Parameters	n-Pentane	0.0356	0.0014
Normalized Yields	n-Hexane	0.0432	0.0005
	n-Heptane	0.0331	0.0001
	n-Octane	0.0186	0.0000
	n-Nonane	0.0098	0.0000
	n-Decane	0.0044	0.0000
	n-C11	0.0020	0.0000
	n-C12	0.0034	0.0000
	H2O	0.0467	0.0000
Total		1.00000	

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Annexe 3

Material Stream: gaz de vente

Worksheet	Stream Name	gaz de vente	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	56.49	56.49
Composition	Pressure [kg/cm2]	75.98	75.98
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	8590	8590
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1.638e+005	1.638e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	481.6	481.6
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.328e+004	-7.328e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	152.1	152.1
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-6.295e+008	-6.295e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>	2.025e+005
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Buttons: Delete, Define from Stream..., View Assay

Annexe 4

Material Stream: liq4

Worksheet	Stream Name	liq4	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.3608	0.3608	0.5170	
Properties	Temperature [C]	-2.000	-2.000	-2.000	
Composition	Pressure [kg/cm2]	34.50	34.50	34.50	
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	589.2	212.6	304.6	
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2.639e+004	4238	1.710e+004	
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	47.67	12.51	30.59	
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.653e+005	-7.913e+004	-1.492e+005	-4.876
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	112.3	153.2	101.9	
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-9.738e+007	-1.682e+007	-4.545e+007	-3.511
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	47.59	5009	29.89	
	Fluid Package	Basis-1			
	Utility Type				

Buttons: Delete, Define from Stream..., View Assay

Annexe 5

Material Stream: gaz de vente

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Nitrogen	0,0532	0,0532
Properties	CO2	0,0022	0,0022
Composition	Methane	0,8346	0,8346
Oil & Gas Feed	Ethane	0,0757	0,0757
Petroleum Assay	Propane	0,0220	0,0220
K Value	i-Butane	0,0035	0,0035
User Variables	n-Butane	0,0054	0,0054
Notes	i-Pentane	0,0011	0,0011
Cost Parameters	n-Pentane	0,0013	0,0013
Normalized Yields	n-Hexane	0,0008	0,0008
	n-Heptane	0,0002	0,0002
	n-Octane	0,0001	0,0001
	n-Nonane	0,0000	0,0000
	n-Decane	0,0000	0,0000
	n-C11	0,0000	0,0000
	n-C12	0,0000	0,0000
	H2O	0,0000	0,0000
	DEGblend	0,0000	0,0000
	Total	1,00000	

Buttons: Edit... View Properties... Basis... OK Delete Define from Stream... View Assay

Annexe 6

Material Stream: gaz de vente

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	gaz de vente	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	42,11	-42,11
Composition	Pressure [kg/cm2]	65,60	65,60
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	6034	6034
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1,147e+005	1,147e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	339,9	339,9
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,440e+004	-7,440e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	151,8	151,8
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-4,409e+008	-4,409e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1,422e+005	1,422e+005
Fluid Package		Basis-1	
Utility Type			

Buttons: Delete Define from Stream... View Assay OK

Annexe 7

Material Stream: gaz de vente

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet			
Conditions	Cp(Lv [Ent. Method])	<empty>	<empty>
Properties	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2]	<empty>	<empty>
Properties	True VP at 37.8 C [kg/cm2]	<empty>	<empty>
Composition	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	1,422e+005	1,422e+005
Oil & Gas Feed	HHV Vol. Basis [Gas] [Mkcal/m3]	9,622e-003	9,622e-003
Petroleum Assay	Water Content[Gas] [mg/Nm3]	5,470	5,470
K Value	H/C Dew Point[Gas] [C]	-5,359	-5,359
User Variables	HHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	9,431e+005	9,431e+005
Notes	HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	4,961e+004	4,961e+004
Cost Parameters	CO2 Loading	<empty>	<empty>
Normalized Yields	CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1,000	1,000
	Mass Energy [kJ/kg]	520,7	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kg/cm2]	0,0000	<empty>
	Viscosity Index	<empty>	<empty>

Property Correlation Controls: Preference Option: Active

Buttons: OK Delete Define from Stream... View Assay

Annexe 8

Material Stream: gaz de vente

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Nitrogen	0,0535	0,0535
Properties	CO2	0,0022	0,0022
Composition	Methane	0,8374	0,8374
Oil & Gas Feed	Ethane	0,0750	0,0750
Petroleum Assay	Propane	0,0212	0,0212
K Value	i-Butane	0,0032	0,0032
User Variables	n-Butane	0,0048	0,0048
Notes	i-Pentane	0,0010	0,0010
Cost Parameters	n-Pentane	0,0011	0,0011
Normalized Yields	n-Hexane	0,0005	0,0005
	n-Heptane	0,0002	0,0002
	n-Octane	0,0000	0,0000
	n-Nonane	0,0000	0,0000
	n-Decane	0,0000	0,0000
	n-C11	0,0000	0,0000
	n-C12	0,0000	0,0000
	H2O	0,0000	0,0000
	DEGblend	0,0000	0,0000
	Total	1,00000	

Buttons: Edit... View Properties... Basis... OK Delete Define from Stream... View Assay

Annexe 9

Material Stream: gaz de vente

Worksheet	Stream Name	gaz de vente	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	47,07	47,07
Composition	Pressure [psia]	967,2	967,2
Oil & Gas Feed	Molar Flow [lbmole/hr]	1,322e+004	1,322e+004
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	2,499e+005	2,499e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	1483	1483
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,183e+004	-3,183e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36,34	36,34
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-4,208e+008	-4,208e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	2,134e+007	2,134e+007
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Annexe 10

Material Stream: gaz de vente

Worksheet	Stream Name	gaz de vente	Vapour Phase
Conditions	Reid VP at 37.8 C [kg/cm2]	<empty>	<empty>
Properties	True VP at 37.8 C [kg/cm2]	<empty>	<empty>
Composition	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [barrel/day]	2,134e+007	2,134e+007
Oil & Gas Feed	HHV Vol. Basis [Gas] [Mkcal/m3]	9,564e-003	9,564e-003
Petroleum Assay	HC Dew Point [Gas] [C]	-13,97	-13,97
K Value	Water Content [Gas] [g/STD_m3]	3,804e-003	3,804e-003
User Variables	Mass Density (Std. Cond) [lb/ft3]	5,002e-002	5,002e-002
Notes	HHV Molar Basis (Std) [Btu/lbmole]	4,030e+005	4,030e+005
Cost Parameters	HHV Mass Basis (Std) [Btu/lb]	2,133e+004	2,133e+004
Normalized Yields	CO2 Loading	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Mole Conc. [lbmole/ft3]	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Wt. Conc. [lbmole/lb]	<empty>	<empty>
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1,000	1,000
	Mass Energy [Btu/lb]	227,4	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kg/cm2]	0,0000	<empty>
	Viscosity Index	<empty>	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

Annexe 12

Material Stream: liq4

Worksheet	Stream Name	liq4	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Nitrogen	0,0095	0,0267	0,001
Properties	CO2	0,0022	0,0029	0,002
Composition	Methane	0,3758	0,0319	0,193
Oil & Gas Feed	Ethane	0,1293	0,1055	0,168
Petroleum Assay	Propane	0,0981	0,0244	0,158
K Value	i-Butane	0,0300	0,0029	0,051
User Variables	n-Butane	0,0618	0,0041	0,106
Notes	i-Pentane	0,0250	0,0006	0,043
Cost Parameters	n-Pentane	0,0378	0,0007	0,066
Normalized Yields	n-Hexane	0,0498	0,0002	0,087
	n-Heptane	0,0367	0,0001	0,064
	n-Octane	0,0228	0,0000	0,040
	n-Nonane	0,0061	0,0000	0,010
	n-Decane	0,0017	0,0000	0,002
	n-C11	0,0013	0,0000	0,002
	n-C12	0,0004	0,0000	0,000
	Sum	0,0224	0,0000	0,000

Total: 1,00000

Annexe 13

Material Stream: liq4

Worksheet	Stream Name	liq4	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,3194	0,3194	0,5684
Properties	Temperature [C]	-18,60	-18,60	-18,60
Composition	Pressure [kg/cm2]	31,60	31,60	31,60
Oil & Gas Feed	Molar Flow [lbmole/hr]	317,7	101,5	180,6
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	1,438e+004	1928	9611
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	51,94	11,67	35,16
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-7,195e+004	-3,385e+004	-6,275e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	24,82	36,11	22,40
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-2,286e+007	-3,435e+006	-1,133e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	1776	1,637e+005	1181
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Annexe 14

Material Stream: liq4

Worksheet Attachments Dynamics

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Nitrogen	0.0092	0.0240	0.0012
CO2	0.0022	0.0031	0.0019
Methane	0.3786	0.8174	0.1608
Ethane	0.1391	0.1167	0.1744
Propane	0.1087	0.0277	0.1776
i-Butane	0.0332	0.0032	0.0576
n-Butane	0.0677	0.0043	0.1188
i-Pentane	0.0264	0.0006	0.0470
n-Pentane	0.0391	0.0006	0.0697
n-Hexane	0.0472	0.0002	0.0846
n-Heptane	0.0324	0.0000	0.0582
n-Octane	0.0192	0.0000	0.0344
n-Nonane	0.0050	0.0000	0.0089
n-Decane	0.0013	0.0000	0.0024
n-C11	0.0010	0.0000	0.0018
n-C12	0.0003	0.0000	0.0006
Sum	1.0000	1.0000	1.0000

Total: 1.00000

Buttons: Edit, View Properties, Basis, OK, Delete, Define from Stream, View Assay

Annexe 15

Material Stream: liq4

Worksheet Attachments Dynamics

Stream Name	liq4	Vapour Phase	Liquid Phase	Liq
Vapour / Phase Fraction	0.3535	0.3535	0.5571	
Temperature [C]	-21.00	-21.00	-21.00	
Pressure [kg/cm2]	25.50	25.50	25.50	
Molar Flow [lbmole/hr]	398.6	140.9	222.1	
Mass Flow [lb/hr]	1.740e+004	2714	1.185e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	64.86	16.37	43.39	
Molar Enthalpy [Btu/lbmole-F]	-6.742e+004	-3.405e+004	-6.293e+004	-2.2
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	25.46	36.65	21.71	
Heat Flow [Btu/hr]	-2.687e+007	-4.787e+006	-1.387e+007	-8.1
Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	2246	2.273e+005	1452	
Fluid Package	Basis-1			
Utility Type				

Buttons: Delete, Define from Stream, View Assay, OK

Annexe 16

Cooler: E-104

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Design

Delta P: 0.7036 kg/cm2

Delta T: -0.8827 C

Duty: 2.396e+005 Btu/hr

Buttons: Delete, OK, Ignored

Annexe 17

Cooler: E-104

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Design

Delta P: 0.7036 kg/cm2

Delta T: -2.530 C

Duty: 9.094e+005 Btu/hr

Buttons: Delete, OK, Ignored

-Pour 4 échangeur :

$$Q = 2,396 * e005 \text{ BTU/hr}$$

$$2.396 * e005 * 0.25212 = 6,041 * e004 \text{ Kcal/h}$$

-pour 3 échangeur :

$$Q = 9.094 * e005 \text{ BTU/hr}$$

$$9.094 * e005 * 0.25212 = 2.293 * e005 \text{ Kcal/h}$$

Annexe 11

Pouvoir calorifique supérieur :

- Le PCS pour le cas 4 échangeurs égale 0,009564Mkcal/m³

- Le PCS pour le cas 3 échangeurs égale 0,009622 Mkcal/m³

Tel que :

$$1\text{Mkcal/ m}^3 = 10^6 \text{ kcal/ m}^3$$

Teneur en eau

La teneur en eau pour 4 échangeurs égale 4.013 mg /Nm³

La teneur en eau pour 3 échangeurs égale 5,470 mg / Nm³

Tel que

$$1 \text{ lb / MSCF} = 16,9076 \text{ mg / m}^3$$

$$16,9076 \text{ mg / m}^3 = \frac{379,49}{18,02} = 21,06 \text{ Ppm}$$

Alors

$$\text{Teneur (4 échangeur)} = \frac{4.013 \times 21,06}{16,9076} = 5. \text{ Ppm}$$

$$\text{Teneur (3 échangeur)} = \frac{5.470 \times 21,06}{16,9076} = 6.813 \text{ Ppm}$$

Annexe 18

$$W_{H_2O} = 16.02 \left[\frac{\sum_{i=1}^5 a_i (T + 273.15)^{i-1}}{1} \right] + \sum_{i=1}^5 b_i (T + 273.15)^{i-1}$$

La valeur de coefficient est varié a_i et b_i (1,2, 5) en équation dans le tableau suivant :

Coefficient	Value	Coefficient	Value
a	706652.14	b	2 893.11193
a	-8915.814	b	-41.86941
a	42.607133	b	0.229899
a	-0.0915312	b	-5.68959×10 ⁻⁴
a	7.46945×10 ⁻⁵	b	5.36847×10 ⁻⁷

Résumé :

Le gaz naturel est supposé parmi les ressources les plus importantes d'énergie au monde, et par conséquent de son importance, on a fait une étude sur les opérations de séparation de gaz et l'optimisation des produits finis, cette étude a été appliquée sur le gaz trouvée au Hassi-R'mel au module MPP0 à l'aide de logiciel de simulation HYSYS qui est un logiciel efficace en ce qui concerne la simulation des opérations de séparation de gaz naturel, nous avons ajouté l'échangeur de chaleur au gaz et la cible de refroidissement pour revenir autant que le liquide possible, les résultats étaient positives, il s'agit de l'augmentation de la richesse extrait de gaz brut avec la minimisation d'énergie consommé au refroidissement.

Mots clés : Gaz, MPP0, Produits finis, HYSYS

Abstract:

Natural gas is supposed one of the most important resources of energy in the world, for its importance we've made a study about the operations of natural gas separation and optimization of the final products, this study was applied on the gas found on Hassi-R'mel in model MPP0 using the program of simulation HYSYS which efficient program in simulating the operations of natural gas separation, we have added, the gas heat exchanger and the target of cooling to return as much as fluid as possible the results was positives and that was with improving liquid phase extracted from crude gas with reducing consummated energy in cooling.

Keys words: Gas, MPP0, HYSYS, Final products.

ملخص :

يعتبر الغاز الطبيعي من اهم موارد الطاقة في العالم ولأهميته قمنا بدراسة حول عمليات فصل الغاز وتحسين المنتج النهائي، و تمت هذه الدراسة على الغاز المتواجد بمنطقة حاسي الرمل معمل رقم 0، وذلك باستعمال برنامج المحاكاة هايسيس الذي يعتبر برنامج فعال في محاكاة عمليات فصل الغاز، وقد قمنا باضافة مبادل حراري غاز غاز والهدف من ذلك التبريد لاسترجاع اكبر قدر ممكن من السوائل ، وكانت النتائج جد ايجابية وذلك برفع نسبة استخراج الزيوت من اجمالي الغاز الخام والتقليل من استهلاك الطاقة في التبريد .

كلمات مفتاحية: الغاز، معمل 0 ، هايسيس ، المنتج النهائي