



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université 20 août 1955-SKIKDA



Faculté de
Technologie Département de
Pétrochimie

Mémoire

Envue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière: Industries Pétrochimiques

Spécialité: Génie Pétrochimique

Thème:

**Optimiser et comparer les paramètres de
fonctionnement de section HP à l'aide de l'outil
HYSYS
au niveau de MPP0 à Hassi-R'mel**

Réalisé par:

- Gueniche Sabri Nour EL Isslem
- Hadji Asma

Encadré par:

BOUNEZOUR Hichem

Année Universitaire 2022/2023

Remerciements

Remerciements

Je remercie **ALLAH** tout puissant de m'avoir donné tant de patience et de courage pour accomplir ce travail.

Ce travail n'aurait pu voir le jour sans l'aide de nombreuses personnes. Nous tenons donc ici à remercier tous ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à la réalisation de cette étude.

Nous tenons à exprimer nos vifs remerciements à notre promoteur Monsieur **BOUNEZOUR Hichem** de la faculté pétrochimie pour nous avoir encadré durant notre projet de fin d'études et nous conseillé avec ses aides précieuses tout au long de notre travail.

Nous présentons nos chaleureux remerciements à notre co-encadreur

Madame : **MECHATI Fadia** pour tous ses efforts qui nous a suivi à compléter ce travail, que Dieu le bénisse.

Nous tenons également à remercier profondément notre encadreur, **Ms Khadija**, technicien au département d'exploitation industriel à Module 0 MPP0 à l'entreprise nationale SONATRACH à la région de HASSI R'MEL.

On ne saura jamais assez remercier Monsieur **HAMZA** technicien au département d'exploitation industriel Module 0 MPP0 à l'entreprise nationale SONATRACH à la région de HASSI R'MEL. C'est lui qui nous a lancé et beaucoup aidé dans ce travail.

Nous tenons à remercier, les membres de jury qui ont bien voulu accepter d'examiner ce travail.

En fin, nos remerciements vont également à tous ceux et celles qui de près ou de loin nous ont apporté aide et encouragement, qu'ils trouvent ici l'expression de notre profonde gratitude.

Dédicace

Dédicace

Avec tous mes sentiments de respect, avec l'expérience de ma reconnaissance, je dédie ma remise de diplôme et ma joie

A mon paradis, à la prunelle de mes yeux, à la source de ma joie et mon bonheur, ma lune et le fil d'espoir qui allumer mon chemin, ma moitié, Maman.

A celui qui m'a fait une femme, ma source de vie, d'amour et d'affection, à mon support qui était toujours à mes côtés pour me soutenir et m'encourager, à mon prince papa.

A mon frère BAHÀ pour l'amour qu'il me réserve.

A ma grande sœur AYA qui n'ont pas cessée de me conseiller, encourager et soutenir tout au long de mes études.

A mon adorable petit frère SALAHÉ qui sait toujours comment procurer la joie et le bonheur pour toute la famille.

A mes proches AMIRA / OUMAIMA merci pour leurs amours et leur encouragement

A tous mes amies (team TAYBETTE)

Sans oublier mon binôme SABRI son soutien moral sa patience et sa compréhension tout au long de ce projet.

C'était un rêve, puis une possibilité, puis devenu une réalité

Dédicace

Dédicace

Avec l'expression de ma reconnaissance, je dédie ce modeste travail
à ceux qui, quels que soient les termes embrassés, je n'arriverais
Jamais à leur exprimer mon amour sincère.

Au pur esprit de mon père, ma fierté, mon don précieux du dieu, qui doit ma vie, mon succès.
et tout mon respect, tu as toujours été à mes côtés avec ou sans votre présence. Que Dieu
t'accorde le paradis.

A la femme qui a souffert sans me laisser souffrir, qui n'a jamais dit
non à mes exigences et qui n'a épargné aucun effort pour me rendre
heureuse mon adorable mère.

A mes frères et ma sœur, Ceux qui ont partagé avec moi tous les
moments d'émotion lors de la réalisation de ce travail. Ils m'ont
chaleureusement supporté et encouragé tout au long de mon parcours.

Je mentionne tout particulièrement ma belle binôme **Asma**, qui m'a accompagné à chaque
étape de ce travail, dénotant sa patience, sa compréhension et sa haute moralité merci pour
votre soutien constant. Et à travers ce travail, j'ai réalisé que vous êtes plus qu'un simple
binôme mais nous sommes un couple qui complète la personne de l'autre.

A tous mes amis chaque 'un son nom qui m'a toujours encouragé, et à qui je souhaite plus de
succès.

Résumé

Résumé

Le but de cette mémoire est de simuler l'installation de la zone de récupération des condensats et GPL, en essayant de trouver le meilleur état de fonctionnement possible en incluant quelques ajustements au niveau de cycle de refroidissement de gaz entré à savoir, l'inclusion d'ajustements du nombre d'échangeurs de chaleur présents dans l'installation. En ajoutant l'un des échangeurs de chaleur gaz-gaz dans le premier cas, ou dans le second cas, supprimer l'un de ces échangeurs de chaleur et suivre les effets obtenus au niveau des propriétés de base du gaz et des liquides en même temps par l'logiciel de simulation Hysysset effectuer des analyses et des comparaisons entre l'état actuel et les deux cas mentionnés précédemment et en va essayer de trouver le cas idéal ou quelque chose de proche avec la proposition d'un ensemble de solutions afin d'obtenir de meilleurs résultats.

Mots clés : gaz naturel , transfert de chaleur , échangeur de chaleur

Résumé

ملخص

الغرض من هذه المذكرة هو محاكاة تركيب منطقة استرداد المكثفات وغاز البترول المسال، في محاولة للعثور على أفضل حالة تشغيل ممكنة من خلال ادراج بعض التعديلات على مستوى دورة تبريد الغاز، أي القيام بأحد تعديلات على مستوى عدد المبادلات الحرارية الموجودة في خط الإنتاج، وذلك عن طريق إضافة مبادل حراري من نوع غاز غاز في الحالة الأولى، أو في الحالة الثانية، حيثنقوم بإزالة أحد هذه المبادلات الحرارية ومعاينة التأثيرات التي تم الحصول عليها على مستوى الخصائص الأساسية للغاز والسوائل في نفس الوقت بواسطة برنامج المحاكاة وإجراء التحليلات والمقارنات بين الحالة الحالية والحالتين المذكورتين سابقا ومحاولة إيجاد الحالة المثالية أو شيء قريب منها مع اقتراح مجموعة من الحلول من أجل الحصول على نتائج أفضل

الكلمات المفتاحية: غاز طبيعي، انتقال حراري، مبادل حراري

Résumé

Summary

The purpose of this memory is to simulate the installation of the condensate and LPG recovery zone, trying to find the best possible operating state by including some adjustments to the level of gas cooling cycle entered namely, the inclusion adjustments to the number of heat exchangers present in the installation. By adding one of the gas-gas heat exchangers in the first case, or in the second case, removing one of these heat exchangers and following the effects obtained at the level of the basic properties of gas and liquids at the same time by the Hysys simulation software and carry out analyzes and comparisons between the current state and the two cases mentioned before and in will try to find the case ideal or something close with the proposal of a set of solutions in order to obtain better results.

Keywords: natural gas , heat transfer , heat exchanger

Liste des Figures

Figure I.1.Schéma présentatif des molécules de Butane et Propane	8
Figure I.2.Production du gaz naturel (en million du tonnes) en Algérie	11
Figure I.3.Situation géographique du site de HASSI R'MEL.....	12
Figure II.1.Isotherme et gradient thermique.....	16
Figure II.2.Echangeur à plaque	23
Figure II.3.Différentes géométries de plaques d'échangeurs à surface primaire.....	24
Figure II.4. Échangeur monotube en serpentin.....	24
Figure II.5.échangeurs coaxial cintré	25
Figure II.6.échangeurs à tube séparés	25
Figure II.7.échangeurs à tube rapprochés	26
Figure II.8.échangeur à tubes ailettes.....	26
Figure II.9.Echangeur à tubes et calandre	27
Figure II.10. Échangeur à tête flottante	27
Figure II.11.Échangeur à plaque tubulaire fixe.....	28
Figure II.12.Échangeur à tube en UErreur ! Signet non défini.	28
Figure II.13.Configuration des boîtes de distribution.....	29
Figure III. 1.Enjeux et défis typiques des usines	33
Figure III.2. Approche de création de la valeur	36
Figure III.3.Schéma simulation cas 4 échangeur par simulateur HYSYS	38
Figure III.4.consomption d'énergie du propane pour 4 échangeur.....	38
Figure III.5.Schéma simulation cas 3échangeur par simulateur HYSYS	39
Figure III.6.consomption d'énergie du propane pour 3 échangeur.....	39
Figure IV.1.Structure générale du HYSYS	42
Figure IV.2 interface de Hysys (conception et vocabulaire)	43
Figure IV.3.Schéma Vérification de l'unité HP par simulateur HYSYS	46
Figure IV.4. Schéma simulation cas 4 échangeurs par simulateur HYSYS	51
Figure IV.6.Schémasimulationcas3échangeursparsimulateurHYSYS (actuel)	52
Figure IV.5.Schéma simulation cas 2 échangeurs par simulateur HYSYS	52
Figure IV.7.Graphes pression/température entre les 3 cas d'études	54
Figure IV.8. La teneur en eau dans les 3 cas d'études.....	54
Figure IV.9.Pouvoir calorifique supérieur dans les 3 cas d'études	55
Figure IV.10. La teneur en C3+ dans les 3 cas d'études.....	55
Figure IV.11. Point de rosée dans chaque cas des 3 cas d'études	55
Figure IV.12.Pression/Température des 3 cas	57

Liste des Figures

Figure IV.13. Débit massique de liquide dans les 3 cas	57
Figure IV.14. Présentation des débits volumique de propane	58
Figure IV.1. Consommation énergétique annuel de propane	59

Liste des Tableaux

Liste des Tableaux

Tableau I.1. Les caractéristiques des composants principaux du GPL.....	3
Tableau I.2. La production et consommation mondiale du gaz naturel.....	5
Tableau IV.1. Domaine d'application du modèle Peng-Robinson.....	44
Tableau IV.2.Composition de charge du gaz d'enter	45
Tableau IV.3.Comparaison de la composition à la sortie de gaz de vente et de liquide ...	47
Tableau IV.4.Vérification des paramètres à la sortie de gaz de vente et de liquide	48
Tableau IV.5.La composition de la charge d'entrée au module 0 danslecasactuel.....	49
Tableau IV.6:Spécifications de gaz d'entrée dans le cas actuel	49
Tableau IV.7.Comparaison de la composition à la sortie de gaz de vente.....	50
Tableau IV.8. Les paramètres et la composition de gaz de vente des cas 4,3 et 2 échangeurs simulés	53
Tableau IV.9. Les paramètres et la composition de liquide des 3cas étude simulés	56
Tableau IV.10.Les énergies fournies et les débits de propane consommés.....	58
Tableau IV.11.les débits de consommation de propane par heure, jour et année.....	59
Tableau IV.12.Consommation annuel d'énergie en Kcal, MJ et KWh.....	60
Tableau IV.13. Estimation du coût annuel attendu de chaque cas.....	60

Tableau des abréviations

Tableau des Abréviations

CEI	Communauté des états indépendants
CNDG	Centre National de Dispatching de Gaz
CSTF	Centre de Stockage et Transport des Fluides
CTH	Centre de Traitement d'Huile
DEG	Di-Ethylène de Glycol
GNL	Gaz Naturel Liquéfié
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfiés
HP	Haute pression
MPP0	Model Processing Plant 0
OPEX	Operating expenses
PCI	Pouvoir Calorifique Inférieur
PCS	Pouvoir Calorifique Supérieur
PID	Piping and Instrumentation Diagram
SBC	Station BOOSTING Centre
SCN	Station de Compression Nord
SCS	Station de Compression Sud
SP	Station de Pompage
TVR	Tension de Vapeur Reid

Sommaire

Introduction générale	1
Chapitre I : généralité sur le gaz naturel et un rappel du champ de Hassi-R'mel	
Introduction	Erreur ! Signet non défini.
I .1.Gaz naturel	2
I.1.1.Caractéristiques du gaz naturel.....	2
I.1.1.1Densité	2
I.1.1.2.Pouvoir calorifique.....	2
<input type="checkbox"/> Pouvoir calorifique supérieur (PCS).....	2
<input type="checkbox"/> Pouvoir calorifique inférieur (PCI).....	2
I.1.2.Les types de gaz naturel.....	3
I.1.2.1.Le gaz sec	3
I.1.2.2.Le gaz humide	4
I.1.2.3.Le gaz à condensât.....	4
I.1.2.4.Le gaz associé	4
I.1.3.Le gaz naturel dans le monde.....	4
I.1.3.1.Réserves de gaz	4
I.1.3.2.Production mondiale du gaz naturel	5
I.1.3.3.Demande actuelle de gaz naturel	5
I.1.4.Le traitement du gaz naturel	6
I.1.4.1Techniques de traitement du gaz naturel	6
<input type="checkbox"/> Procédé de PRITCHARD	6
<input type="checkbox"/> Procédé de HUDSON	6
<input type="checkbox"/> Elimination de l'eau.....	6
<input type="checkbox"/> Extraction des hydrocarbures liquides.....	7
<input type="checkbox"/> Stabilisation de la fraction liquide	7
I.1.5.Les dérivés de gaz naturel	7
I.1.5.1.Le Gaz naturel liquéfié GNL	7
I.1.5.1.1.L'utilisation de GNL	7
I.1.5.2.Gaz de pétrole liquéfiés GPL.....	7
I.1.5.2.1.L'utilisation de GPL.....	8

Sommaire

I.1.5.3.Le Condensât	9
I.1.5.3.1.Définition du Condensât	9
I.1.5.3.2.Caractéristiques du Condensât.....	9
I.2.Le gaz naturel en Algérie	9
II.2.1.Les réserves gazières en Algérie	11
I.3. La région de HASSI R'MEL	11
I.3.1.Situation géographique.....	11
I.3.2.Historique du champ de HASSI R'MEL	12
I.3.3.Développement du champ de HASSI R'MEL.....	12
I.4. Historique de module 0	13

Chapitre II :transfert thermique etles échangeurs dechaleur

Introduction	15
II.1. Le transfert de chaleur	15
II.1.1.Champ de température	15
II.1.2.Le gradient de température	15
II.1.3.Différents modes de transfert de chaleur	16
II.1.3.1.la convection	16
La loi de Newton.....	17
II.1.3.2.la conduction	17
La loi de Fourier.....	17
II.1.3.3.le rayonnement	18
Loi de Stéphane-Boltzmann.....	18
II.2.Les échangeurs de chaleur	18
II.2.1.Principe de fonctionnement	19
II.2.2.Les facteurs critiques	19
II.2.2.1.Les propriétés des fluides	19
II.2.2.2.Le débit des fluides.....	20
II.2.2.3.La conception de l'échangeur	20
II.2.2.4.La différence de température.....	20
II.2.2.5.La résistance thermique des parois.....	20

Sommaire

II.2.2.6.La qualité du fluide de travail.....	20
II.2.3.Statut des échangeurs dans l'industrie pétrochimique	21
II.2.4.Classement des échangeurs.....	21
II.2.4.1.Classement technologique.....	21
II.2.4.2.Classement suivant le mode de transfert de chaleur.....	21
II.2.4.3.Classement suivant le procédé de transfert de chaleur.....	22
II.2.4.4.Classement fonctionnel	22
II.2.4.5.Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange	22
II.2.5.Type des échangeurs de chaleur.....	23
II.2.5.1.Echangeurs a plaque.....	23
II.2.5.1.1.Échangeurs à surface primaire	23
II.2.5.1.2.Échangeurs à surface secondaire	24
II.2.5.2.Les échangeurs tubulaires	24
II.2.5.2.1.Échangeur monotube.....	24
II.2.5.2.2.Échangeur coaxial	25
II.2.5.2.3.Échangeur multitubulaire	25
II.2.6.Les échangeurs tubulaires à faisceau et calandre.....	28
II.2.6.1.Les composants d'un échangeur tubulaire à faisceau et calandre	29
Boîte d'échangeur (chambre de distribution)	29
II.2.6.2.Critères de sélection d'un échangeur à faisceau et calandre	31
 Chapitre III : optimisation des installations industriel	
III. 1.Avantaged'optimisation des procédés industriels	34
III.1.1.Connaître l'installation industrielle	34
III.1.2.Upgrader pour produire plus	34
III.1.3.Automatiser ou redesigner pour produire mieux	34
III.1.4.Mener une étude de faisabilité pour valider l'investissement.....	35
III. 2.La zone de séparation de condensât au module 0.....	36

Sommaire

Chapitre IV:partie pratique

IV.1.Problématique	41
IV.2.La simulation	41
IV.2.1. Les objectifs de simulation	41
IV.3. Présentation de logiciel de simulation HYSYS	42
IV.3.1. Fonctionnement de Aspen HYSYS	42
IV.3.2. Structure générale du HYSYS	42
IV.3.2.1. Les modèles thermodynamiques	43
IV.3.2. Modèle de Peng-Robinson	44
IV.4.Les contraintes du procédé	44
IV.4.1.Contraintes relatives aux équipements	44
IV.4.2.Contraintes reliées aux spécifications du produit fini (gaz sec)	44
IV.5.Simulation cas désigne	44
IV.5.1.Vérification des paramètres design du l'unité HP	44
IV.5.2.Composition de charge du gaz d'enter (désigne).....	45
IV.6.Comparaison entre cas désigne et HYSYS	46
IV.6.1.Interprétation des résultats	48
IV.7.Les spécifications de gaz d'alimentation	48
IV.8.Comparaison entre cas actuel et le cas actuel simulé par Hysys	49
IV.8.1.Interprétation des résultats obtenus.....	50
IV.9.La comparaison entre les spécifications de gaz de vente et de liquide à la sortie de section HP dans les cas 4, 3 et 2 échangeurs à l'aide de Hysys	50
IV.9.1.La simulation des 3 cas	51
□ 1 ^{er} cas : 4 échangeurs gaz-gaz.....	51
□ 2 ^{eme} cas : 2 échangeurs gaz-gaz	52
□ 3 ^{eme} cas : 3 échangeurs gaz-gaz	52
IV.10.1.Interprétation des résultats	55
IV.11.Les spécifications de liquide de la sortie	56
IV.11.1.Interprétation des résultats	57
IV.12.La consommation du propane dans le chiler et la quantité économisée.....	58
IV.12.1Calcul du débit de propane consommé.	58

Sommaire

IV.12.2.Interprétation.....	58
IV.12.2.1.Etude économique de la consommation d'énergie	59
IV.12.3.Estimation du coût attendu de chaque cas.....	60
IV.12.4.Interprétation des résultats	60
Conclusion.....	Erreur ! Signet non défini.
Conclusion générale.....	62
Références bibliographie	
Annexes	

Introduction générale

Le gaz naturel est une source d'énergie primaire non renouvelable largement répartie dans le monde. Il est propre et de plus en plus utilisé, et son utilisation remonte à l'antiquité, mais s'est généralisée après la seconde guerre mondiale. Il présente de nombreux avantages, tels que son abondance relative, sa polyvalence d'utilisation et son prix compétitif en tant que combustible. Il se compose principalement d'un mélange gazeux contenant de 75% à 95% de méthane, ainsi qu'une quantité significative de CO₂ et de H₂O, ainsi que des traces d'éléments métalliques. À l'état brut, il est pratiquement inutilisable, il nécessite donc un traitement pour obtenir des produits consommables dans différentes gammes [1]

Sur le marché international, il est essentiel de respecter des normes strictes pour le traitement du gaz naturel, en vue de son transport et de sa distribution par le biais de pipelines. Ce gaz naturel est soumis à certaines spécifications, telles que son pouvoir calorifique, sa teneur en composés C₅+ ainsi que sa teneur en eau. Ces critères sont importants pour garantir la qualité et l'efficacité du gaz naturel lors de son utilisation.

L'Algérie est l'un des principaux producteurs mondiaux de gaz naturel. Ces dernières années, le pays s'est concentré sur une gestion rationnelle, optimale et efficace de ses réserves d'hydrocarbures, en mettant en place une stratégie visant à valoriser ces ressources.

A cet effet, l'objectif de notre travail est : augmenter la récupération du GPL et de condensat et réduire la consommation des énergies de la section HP au niveau du module 0 au Hassi R'mel

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

- Dans le chapitre I nous avons donné une généralité sur le gaz naturel et produits finis, puis un rappel du champ de Hassi-R'mel Et (MPP0).
- Dans le chapitre II consacré au transfert thermique et les échangeurs de chaleur.
- Le chapitre III a été optimisation des installations industrielles.
- 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, ainsi que les méthodes et les techniques d'améliorations suivies avec ses résultats.
- Et enfin, en est finit notre travail par une conclusion générale

Chapitre I

Généralité sur le gaz naturel et produits finis

Introduction

Le gaz naturel, le pétrole et le charbon appartiennent à la famille des combustibles carbonés fossiles. Ces trois hydrocarbures assurent l'essentiel de la consommation d'énergie fossile dans le monde.

Le gaz naturel est un hydrocarbure gazeux incolore et hautement inflammable composé principalement de méthane et d'éthane. Il résulte de la transformation de matières organiques dans des formations géologiques. Il s'agit d'un processus naturel de plusieurs millions d'années qui permet d'obtenir l'énergie fossile la moins polluante au monde.

Actuellement, le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant, l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental et industrielle favorisent son utilisation dans plusieurs secteurs, notamment dans la génération et la production d'électricité et le refroidissement [1]

I.1. Gaz naturel

I.1.1. Caractéristiques du gaz naturel

Au stade final de son exploitation, le gaz naturel peut être caractérisé par les propriétés suivantes

I.1.1.1 Densité

Pour un gaz elle est définie par le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de la température et de la pression.

I.1.1.2. Pouvoir calorifique

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en (J/m^3).

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

- **Pouvoir calorifique supérieur (PCS)**

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant liquide.

- **Pouvoir calorifique inférieur (PCI)**

C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur.

Tableau.I.1.Les caractéristiques des composants principaux du GPL[1]

	Propane	Isobutane	n-Butane
Formule chimique	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₁₀
Tension de vapeur à 10°C (kg/cm ²)	6.2	1.3	1.5
Point d'ébullition à 760mm Hg (°C)	-42	-11.7	-0.5
Densité du liquide à 15 C°	0.51	0.56	0.58
Litres de gaz obtenus à partir d'un litre du liquide	272.7	229.3	237.8
Densité de la vapeur a 15 C°	1.86	2.45	2.45
Pouvoir calorifique supérieur (Kcal/kg)	11 980	11828	11 586
Température d'auto inflammation C°	480	480	420
Kg d'air comburant par kg de gaz	15.8	15.6	15.6
Nombre d'octane	96	97	89
Limite d'explosion	2.2 % à 9.4%	-----	1.9% à 8.5%
TVR à -20C°	2.6	0.6	0.5
TVR à 0C°	5	1.7	1.1
TVR à +20C°	9	2.3	2.2
TVR à +40 C°	14.5	5.7	4

I.1.2.Les types de gaz naturel

La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et la température dans le réservoir de gisement et en surface conduit à distinguer.

I.1.2.1.Le gaz sec

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

I.1.2.2. Le gaz humide

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase liquide dans les conditions de surface et le gaz est moins concentré en méthane.

I.1.2.3. Le gaz à condensât

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en constituants lourds dans le réservoir.

I.1.2.4. Le gaz associé

C'est un gaz de couverture qui existe avec la phase d'huile dans le réservoir d'huile (Gisement de pétrole).

I.1.3. Le gaz naturel dans le monde**I.1.3.1. Réserves de gaz**

La comparaison des taux d'épuisement des ressources d'hydrocarbures montre que le gaz naturel est une ressource énergétique relativement peu exploitée par rapport au pétrole brut.

En janvier 2004 les réserves totales de gaz dans le monde sont estimées à 202,404 Gm³ plus de 2,2% par rapport à l'année de 2000 dont 146,800 Gm³ de réserves récupérables prouvées. Les réserves prouvées de gaz représentent, en équivalent énergétique, plus de 95 % des réserves prouvées de pétrole brut.

La plus forte part (40%) des réserves totales se trouve en Europe de l'Est, Asie du Nord. En ce qui concerne les réserves prouvées, elles se situent pour 38% en Europe de l'Est, Asie du Nord et 31% au Proche-Orient, les parts des autres régions étant toutes inférieures à 10%.

Par comparaison avec le pétrole brut, dont les deux tiers des réserves prouvées se trouvent au Proche-Orient, le gaz naturel représente une diversification géographique des sources d'énergie dans le monde.

Après trois années de production, les réserves estimées ont encore augmenté de 4% par rapport à celles de janvier 1999. L'augmentation est particulièrement importante dans les régions d'Europe de l'Est, Asie du Nord et d'Amérique du Nord.

Cette augmentation suit et confirme celle de 22% constatée en 1996 et 1999 et tient en grande partie à l'impact des nouvelles technologies sur le niveau de récupération des réserves avec des prix des énergies quasiment stables : l'essentiel de l'évolution est dû à de nouvelles estimations des ressources des champs de gaz déjà connus.

I.1.3.2. Production mondiale du gaz naturel

La concentration de la production de gaz naturel dans deux pays CEI (communauté des états indépendants) et les Etats Unis qui contribuent pour plus de 50% à la production annuelle est très frappante.

Le classement des pays producteurs illustre surtout les problèmes liés au coût élevé du transport du gaz naturel hors CEI et USA. Les principaux producteurs sont proches des grands marchés consommateurs : Canada, Pays- Bas, Royaume-Uni et Algérie.

L'offre mondiale croît rapidement pour se situer dans l'intervalle 2520-2890 Gm³/an en 2000, puis dans l'intervalle 2960-3640 Gm³/an en 2010. Cette croissance se ralentit ensuite dans les deux scénarios, le niveau d'offre potentielle en 2030 étant compris entre 3110 et 4130 Gm³/an

I.1.3.3. Demande actuelle de gaz naturel

Entre 1985 et 1995, la demande mondiale d'énergie a augmenté à un rythme moyen de 1,6 % par an. Durant la même période, la croissance a été de 2,2% par an pour le gaz naturel dont la consommation a atteint 2120 Gm³ en 1996, soit presque 23 % de la demande d'énergie. Cette croissance de la demande de gaz est proche des prévisions à court terme des études réalisées au triennat précédent. Elle est observée en toutes régions, sauf toutefois en

Europe de l'Est, et en Asie du Nord où une diminution importante a été enregistrée durant le dernier triennat.

Tableau I.2. La production et consommation mondiale du gaz naturel en Gm³[2]

	Production	Consommation
Monde	3 460,60	3 393,00
États-Unis	728,3	759,4
Russie	578,7	409,2
Iran	172,6	170,2
Qatar	177,2	44,8
Canada	162	104,2
Norvège	108,8	4,7
Chine	134,5	185,5
Algérie	83,3	37,5
Pays-Bas	55,8	32,1
Royaume-Uni	36,6	66,7
Australie	55,3	29,2
Allemagne	7,7	70,9
Italie	6,6	56,8

France	<1	35,9
Japon	—	112,5

I.1.4. Le traitement du gaz naturel

Le traitement du gaz naturel est un processus essentiel pour préparer le gaz brut extrait de la nature à des fins d'utilisation et de distribution.

I.1.4.1 Techniques de traitement du gaz naturel

Le traitement du gaz consiste à séparer au moins partiellement certains des constituants présents à la sortie du puits, tel que l'eau, les gaz acides, et les hydrocarbures lourds, pour amener le gaz à des spécifications de transport ou à des spécifications commerciales. Les procédés de traitement sont multiples par le mode et le choix de l'un d'eux est essentiellement basé sur les critères suivants: [3]

- Qualité de l'effluent brut.
- Taux de récupération des hydrocarbures liquides visés
- Spécifications des produits finis.
- Coût global de l'investissement.

✓ Procédé de PRITCHARD

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par des détentes successivement avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant pour atteindre enfin de cycle, la température désirée.

✓ Procédé de HUDSON

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par des détentes successives complétées par une autre à travers une machine dynamique appelé Turbo-Expander qui permet d'atteindre un niveau de température très bas. Ce procédé est plus performant, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

✓ Elimination de l'eau

L'eau libre contenue dans la charge est éliminée par décantation au niveau des ballons de séparation et ce après refroidissement à travers des aéroréfrigérant. L'eau de saturation des hydrocarbures est éliminée par adsorption sur tamis moléculaire qui sera régénéré par un courant de gaz chaud une fois hydraté ou par contact dans une tour de glycol généralement le TEG. Cette tour est munie de plateaux à calottes. Ce nombre dépend du Design. Le TEG sera régénéré et recyclé.

✓ Extraction des hydrocarbures liquides

Elle se fait par un refroidissement progressif: aéroréfrigérants, échangeurs Gaz-Gaz, détente par la vanne Joules-Thompson (détentes adiabatiques), détente par Turbo-Expander (détente isenthalpique).

✓ Stabilisation de la fraction liquide

Cette section de la chaîne permet le traitement des hydrocarbures liquides extraits de l'effluent en deux phases et par distillation. La stabilisation permet d'éliminer tous les gaz légers entraînés par les hydrocarbures liquides lors des différentes séparations dans les ballons. La stabilisation consiste à séparer les hydrocarbures liquides, en gaz associés et en huiles stabilisées.

I.1.5. Les dérivés de gaz naturel

Le gaz a de nombreux dérivés importants de grande valeur sur le marché, principalement :

I.1.5.1. Le Gaz naturel liquéfié GNL

Gaz naturel liquéfié désigne du gaz naturel (constitué à plus de 90% de méthane) transformé à l'état liquide. Cette transformation est réalisée dans des usines de liquéfaction en refroidissant le gaz à une température d'environ -161°C à pression atmosphérique. Le volume du GNL par rapport au gaz naturel est réduit d'un facteur de près de 600 pour un même pouvoir calorifique. Cela permet d'acheminer d'importantes quantités de gaz naturel par voie maritime sans avoir recours à des gazoducs sous-marins [4]

I.1.5.1.1. L'utilisation de GNL

Le GNL est utilisé pour fournir le réseau de gaz naturel dans les foyers, il est notamment utilisé pour alimenter les chaudières à gaz dédiées à la production d'eau chaude sanitaire et du chauffage.

Le GNL est aussi de plus en plus utilisé comme carburant pour les navires dédiés au transport maritime et des paquebots de croisières. Grâce à cela, les géants des mers peuvent voguer sur les eaux en limitant considérablement leur émission de gaz polluants.

I.1.5.2. Gaz de pétrole liquéfiés GPL

Le terme GPL ou gaz de pétrole liquéfiés est un mélange d'hydrocarbures pétrole constitué principalement de propane et de butane. Les GPL sont gazeux aux conditions normales de la température et de pression, mais ils ont la propriété de passer immédiatement à l'état Liquide sous les conditions suivantes :

- Pression élevée à la température ambiante.
- Pression atmosphérique et basse température.

- Pression modérée et température pas tellement basse.

Cette propriété permet avantagement de les stocker dans un volume réduit (250 litres de GPL sous forme gazeuse peuvent être réduits à 1 litre de GPL liquide).

I.1.5.2.1.L'utilisation deGPL

Les GPL sont utilisés dans nombreux domaines d'utilisation tels que :

- Le GPL carburant
- Le GPL dans le produit électrique
- Le GPL dans la climatisation
- Les GPL en pétrochimie

➤ Dans le domaine de la pétrochimie

Les 18% de la production mondiale des GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'obtenir des produits finaux ou des produits semi finaux pour les autres industries chimiques. La synthèse pétrochimique permet la production d'une gamme de dérivés d'hydrocarbures à partir de ces produits liquéfiés.



Figure I.1.Schéma présentatif des molécules de Butane et Propane[4]

I.1.5.2.2.Caractéristiques du butane et propane commerciaux

Le butane et le propane commercialisés ne sont pas des produits chimiquement purs mais des mélanges d'hydrocarbures répondant à des spécifications officielles bien définies

- ✓ **Lebutane commercial** Le butane commercial est essentiellement constitué d'hydrocarbures en butane, avec moins de 19% (volume) de propane. La masse volumique doit être égale ou supérieure à 0,559 kg/l à 15°C (0,513 kg/l à 50°C). La pression de vapeur maximale sera 6.9 bars à 50°C, et le point final d'ébullition inférieur ou égal à 1°C.

- ✓ **Le propane commercial**

Le propane commercial est défini comme un mélange renfermant environs 90% en volume de propane, sa masse volumique doit être supérieure à 0,502 kg/l à 15°C (soit 0,443 kg/l à 50°C).

La pression de vapeur à 37,8°C est comprise entre 8,3 et 14,4 bars, ce qui correspond à un intervalle de (11,5-19,3 bar à 50°C). La teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,0009% en masse. Le test d'évaporation doit conduire à un point final d'ébullition inférieur ou égal à -15°C

I.1.5.3.Le Condensât

I.1.5.3.1.Définition du Condensât

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de (iC₅H₁₂) jusqu'au (C₁₂H₂₆) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

I.1.5.3.2.Caractéristiques du Condensât

- **La TVR:** la tension de vapeur de Reid est la caractéristique principale du condensât, elle doit être égale à 0.69 bar(10 psia) à 37.8°C en Hiver et égale à 0.5 bar (7 psia) à 37.8°C en été.
- **Aspect :** C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Poids spécifique :** Poids spécifique du condensât est compris entre 0,7 à 0,8.
- **Point d'éclair :** Son point d'éclair est inférieur à -40°C.
- **Limites d'inflammabilité :** Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilité sont approximativement : 1,4 et 7,6% (dans l'air).
- **Densité de vapeur :** Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de 3 à 4 plus grande que celle de l'air.
- **Explosivité et inflammabilité :** Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro conducteur. Il présente un danger d'inflammation ou d'explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation,...etc.

I.2.Le gaz naturel en Algérie

L'Algérie a une importante industrie du gaz naturel avec un important producteur de gaz au niveau mondial.

L'Algérie est le premier producteur de gaz naturel en Afrique, il posséderait la troisième plus grande réserve de gaz de schiste au monde.

La production de l'Algérie en gaz naturel est d'environ 102 milliards de m³ en 2022, dont une partie(58%) est exportée et le reste (42%) est destiné à la consommation interne.

A la fin de 1953, plusieurs campagnes sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute pouvant constituer un anticlinal, notamment dans la région de, un premier forage (HR1)

a été réalisé en 1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

Ce premier développement du champ permet de préciser les niveaux géologiques et d'approfondir les connaissances sur le réservoir et son effluent.

Quatre puits sont reliés à un centre de traitement permettant l'exploitation commerciale du champ. Dès février 1961 deux unités livrent du gaz à GL4-Z à travers un gazoduc reliant HASSI-R'MEL à ARZEW, le condensât était évacué à HAOUDH EL HAMRA via l'oléoduc.

Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement.

De 1961 à 1971, la production annuelle de gaz brut passe de 0,8 à 3,2 milliards de m³ et celle du condensât passe de 126 000 à 623 000 tonnes.

De 1971 à 1974 : des études des réservoirs permettent de définir le mode d'exploitation du champ.

En 1974, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de 300.106 m³/j.

Un programme de forage complémentaire était porté sur 23 nouveaux puits réalisés entre 1971 et 1974.

Depuis 1980, l'Algérie est devenue l'un des grands exportateurs mondiaux de gaz naturel. Une particularité à souligner est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel qui lui permettent de le commercialiser sous forme liquide et le transporter dans des méthaniers vers le marché extérieur (Etats-Unis, Europe.. etc.).

Parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement HASSI-R'MEL à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc transméditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie et à l'Espagne.



Figure I.2. Production du gaz naturel (en million du tonnes) en Algérie[2]

II.2.1. Les réserves gazières en Algérie

En janvier 2003 les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à 4,077.109 m³. Au cours des dix dernières années les bassins de BERKINE et d'ILLIZI ont enregistré les taux de réussite les plus élevés dans l'exploration, avec respectivement 51% et 50%. Parmi les autres bassins de BERKINE qui se classent comme les plus fructueux figure le bassin d'OUED MYA ou ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de TIMIMOUN et HASSI MESSAOUD.

Il est estimé actuellement que des investissements de l'ordre de 7 Milliards de \$ devront être débloqués les prochaines années afin de développer toutes les découvertes réalisées.

I.3. La région de HASSI R'MEL

La région de HASSI R'MEL possède environ 10 % des ressources mondiales en gaz naturel, l'Algérie se place au cinquième rang des pays producteurs de gaz. Elle satisfait ses besoins et celle d'une partie de l'EUROPE en gaz sec, le GPL et le condensât qui sont des produits de qualité subissent des traitements au niveau des raffineries avant d'être vendus ou envoyés vers l'industrie pétrochimique.

I.3.1. Situation géographique

Le gisement de HASSI R'MEL est situé à 525 Km au sud d'Alger, entre les Wilayas de Ghardaïa et de Laghouat. Dans cette région relativement plate du Sahara où l'altitude moyenne est d'environ de 750m au-dessus du niveau de la mer.



Figure I.3: Situation géographique du site de HASSI R'MEL.[5]

Le climat est caractérisé par une pluviométrie faible environ 140mm/an et une humidité moyenne de 19% en été et 34% en hiver, les amplitudes thermiques sont importantes varient de -5°C en hiver à 45°C en été, les vents dominants sont de direction nord-ouest pouvant atteindre des vitesses de 100 Km/h.

Le gisement de HASSI R'MEL est l'un des plus grands gisements de gaz à l'échelle mondiale. Il a une forme d'ellipse s'étale sur plus de 3500 km², 70 km du Nord au Sud et 50km de l'Est à l'Ouest, il se situe à une profondeur de 2332 m, sa capacité est de l'ordre de 3000 milliards m³ récupérables.

I.3.2. Historique du champ de HASSI R'MEL

En s'intéressant à la région depuis 1951, le forage du premier puits d'exploitation a eulieu en 1952 à quelques kilomètres de Berriane. Dans le champ de HASSI R'MEL le premier puits HR1 a été foré en 1956 sous le sommet de l'anticlinal que constitue ce gisement.

Ce puits a mis en évidence la présence du gaz riche en condensât dans le trias gréseux à une pression de 310 atmosphères et 90°C. La profondeur atteinte est de 2332m, qui révéla la présence d'un réservoir de gaz humide.

De 1957 à 1960 furent forés 8 puits (HR2, HR3, HR4, HR5, HR6, HR7, HR8 et HR9) qui ont mis à jour l'existence de trois réservoirs.

I.3.3. Développement du champ de 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 m³ ont constitué un atout important pour lancer une politique d'industriegazière de grande envergure pour le pays.

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**

Après la nationalisation des hydrocarbures en 1971, la capacité de traitement du champ de HASSI R'MEL a atteint 14 milliards de m³ par an.

- **Troisième étape**

Cette période a permis de concrétiser un plan de développement qui concerne l'ensemble du champ en mesure de répondre 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.

Ce développement final a permis d'atteindre les capacités de production suivantes :

- 100 milliards de mètre cubes de gaz par an.
- 12 millions de tonne de condensât par an.
- 3.5 millions de tonnes de GPL par an.
- 700 milles de tonnes de pétrole brut par an.

I.4. Historique de module 0

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 il y a la construction et mise en service de six unités identiques qui permettent, actuellement, de séparer le condensât et la récupération de gaz de vente. Dès 1983 à 1986 il y a 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 condensât 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 16 puits qui sont situés dans zone centrale de Hassi R'melêtre groupés dans trois collecteurs : E4(HR:11,16,12,23 et 57), E5(HR: 53,54,32,33,10 et 43) et

W7 (HR: 15, 18,19 et 20). A l'entrée du Module les collecteurs sont regroupés dans un MANIFOLD qui va aller vers le Boosting pour une augmentation de pression jusqu'à 110bars 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 condensât.
- Zone de stabilisation de condensât et récupération du GPL.
- Zone de régénération du glycol (DEG).
- Zone de stockage intermédiaire du condensât et du brut des CTH.
- Zone des eaux huileuses (bourbier) 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.

Conclusion

En ce qui concerne l'industrie, le gaz naturel peut être utilisé comme matière première pour la production de produits chimiques, d'engrais et d'autres produits industriels. L'Algérie pourrait chercher à développer davantage ces industries pour valoriser ses réserves de gaz naturel.

Il est important de noter que les tendances futures de l'utilisation du gaz naturel en Algérie peuvent être influencées par divers facteurs, tels que l'évolution des politiques énergétiques, les demandes du marché international, les considérations environnementales et surtout les progrès technologiques .

Chapitre II

Transfert thermique et les échangeurs de chaleur

Introduction

Les procédés industriels impliquent souvent des échanges de chaleur, tels que des fours, des échangeurs de chaleur, des équipements de refroidissement et de chauffage. La compréhension des phénomènes de transfert thermique, en particulier de la chaleur, est essentielle pour concevoir et faire fonctionner des appareils tels que des générateurs de vapeur, des fours, des échangeurs de chaleur et des condenseurs. Avec le développement rapide de l'industrie et l'augmentation de la demande et du coût de l'énergie, il est de plus en plus important d'utiliser efficacement les installations d'échange de chaleur afin de minimiser les dépenses énergétiques. C'est l'objectif poursuivi dans tous les cas[6]

II.1. Le transfert de chaleur

Le transfert de chaleur est l'un des moyens les plus courants d'échanger de l'énergie, qui se produit naturellement ou de manière forcée entre deux systèmes lorsqu'il existe une différence de température entre eux. La chaleur se déplace toujours des régions de température plus élevée vers celles de température plus basse [7]

II.1.1.Champ de température

En régime permanent, le champ de température est constant dans le temps, tandis qu'en régime variable, il évolue dans le temps. Dans les deux cas, il est possible de décrire les transferts de chaleur à l'aide des équations de la thermodynamique et de la mécanique des fluides, en utilisant les concepts de flux de chaleur, de gradient de température, de conductivité thermique, de convection, de rayonnement, etc. Les conditions aux limites et les propriétés thermophysiques des matériaux jouent également un rôle important dans la détermination du champ de température et des transferts d'énergie[8]

II.1.2.Le gradient de température

Le gradient de température est une mesure de la variation de la température avec la distance. Il est défini comme la différence de température entre deux points divisés par la distance entre ces points.

En résumé, le gradient de température est une mesure importante de la façon dont la température varie dans l'espace, et il est utilisé dans de nombreux domaines de la physique, de la météorologie, de la climatologie et de l'ingénierie[9]

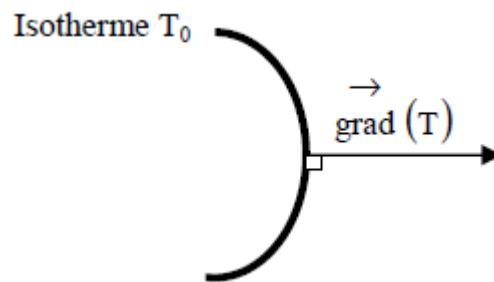


Figure II.1. Isotherme et gradient thermique [9]

$$\overrightarrow{\text{grad}}(T) = \vec{n} \frac{\partial T}{\partial n}$$

Eq II.1

Avec :

\vec{n} Vecteur unitaire de la normale

$\frac{\partial T}{\partial n}$ Dérivée de la température le long de la normale

II.1.3. Différents modes de transfert de chaleur

La propagation de la chaleur est l'objet d'étude de la théorie des échanges thermiques, qui identifie trois formes de propagation fondamentales [10]:

- La convection .
- La conduction .
- Le rayonnement.

II.1.3.1. la convection

C'est exact. La convection est un mode de transfert thermique qui implique le mouvement de fluides, liquides ou gaz, pour transporter de la chaleur. Dans ce processus, des molécules en mouvement viennent se réchauffer au contact d'une source chaude et transportent ensuite cette énergie thermique pour la céder à un corps froid. Ce mode de transfert est observé dans de nombreux phénomènes naturels, tels que les mouvements de l'air chaud et de l'air froid dans l'atmosphère, la circulation océanique et les courants de convection dans les liquides en ébullition.

C'est exact. En résumé, la convection est un mode de transfert de chaleur qui implique le mouvement des molécules d'un fluide. On distingue deux types de convection : la convection naturelle, qui résulte de la variation de la masse volumique du fluide avec la température, et la convection forcée, qui est provoquée par un gradient de pression extérieur. La convection est un phénomène important dans de nombreux domaines, tels que l'industrie, l'environnement, la météorologie, etc [11]

La loi de Newton

La loi fondamentale de la convection est la loi d'Isaac Newton (1643-1727), traduite par la relation expérimentale de flux de chaleur échangé par convection entre un fluide et une paroi solide.

$$\phi = h S (T - T_{\infty})$$

Eq II.2

Avec :

ϕ Flux de chaleur transmis par convection (W)

h Coefficient de transfert de chaleur par convection ($\text{W m}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}$)

T_p Température de surface du solide ($^{\circ}\text{C}$)

T_{∞} Température du fluide loin de la surface du solide ($^{\circ}\text{C}$)

S Aire de la surface de contact solide/fluide (m^2)

Remarque : La valeur du coefficient de transfert de chaleur par convection h est fonction de la nature du fluide, de sa température, de sa vitesse et des caractéristiques géométriques de la surface de contact solide/fluide.

II.1.3.2. la conduction

Effectivement, la conduction est un mode de transfert de chaleur qui peut se produire dans les solides, les liquides et les gaz. Il s'agit d'un processus qui se produit sans mouvement macroscopique de la matière et qui résulte des échanges d'énergie thermique entre les molécules d'un corps(5).

La loi de Fourier

La loi de Fourier est proposée par Jean-Baptiste Joseph Fourier en 1822, décrit le flux de chaleur à travers un matériau homogène en régime permanent, c'est-à-dire lorsque la température est uniforme dans le temps. Cette loi établit que le flux de chaleur est proportionnel au gradient de température, c'est-à-dire à la variation de température par unité de distance. Cette relation est souvent écrite sous la forme:

$$\vec{\phi} = -\lambda S \overrightarrow{\text{grad}}(T)$$

Eq II.3

$$\phi = -\lambda S \frac{dT}{dx}$$

Eq II.4

Avec :

ϕ Flux de chaleur transmis par conduction (W)

λ Conductivité thermique du milieu ($\text{W m}^{-1} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$)

x Variable d'espace dans la direction du flux (m)

S Aire de la section de passage du flux de chaleur (m^2)

Cette relation indique que le flux de chaleur est dirigé dans la direction des températures décroissantes.

II.1.3.3. le rayonnement

Le rayonnement est le seul mode de transfert de chaleur qui ne nécessite pas de support matériel pour se propager. Il est émis par tout corps ayant une température supérieure à zéro absolu ($-273,15^\circ\text{C}$) et se propage dans toutes les directions à la vitesse de la lumière. Le rayonnement électromagnétique est une onde qui transporte de l'énergie et qui peut être absorbée, réfléchie ou transmise par un corps. La quantité d'énergie rayonnée par un corps dépend de sa température et de sa surface émissive, ainsi que de sa nature. Cette quantité d'énergie peut être décrite par la loi de Stefan-Boltzmann qui indique que la puissance rayonnée par unité de surface d'un corps est proportionnelle à la quatrième puissance de sa température absolue.

Loi de Stéphane-Boltzmann

La relation de base de rayonnement thermique est celle de STEPHANE-BOLTZMANN et qui exprime que le flux d'énergie variant émis par une surface idéale appelé (corps noir) est proportionnel à l'air de cette surface et la puissance quatrième de la température absolue T de surface (12):

$$M_0 = \sigma T^4$$

Eq II .5

Où :

M_0 est en W.m^{-2} ,

Ten Kelvin

σ est la constante universelle de Stefan-Boltzmann

$$\sigma = 5.670 \cdot 10^{-8} \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-4}$$

II.2. Les échangeurs de chaleur

Les échangeurs de chaleur sont des équipements clés dans de nombreuses industries, car ils permettent de transférer de la chaleur entre deux fluides différents. Les échangeurs peuvent être utilisés pour chauffer ou refroidir des produits, pour récupérer de la chaleur perdue ou pour

augmenter l'efficacité énergétique d'un processus. Dans ce mémoire, nous allons examiner les différents types d'échangeurs de chaleur, leur importance dans l'industrie, les facteurs qui influencent leur performance et leur impact sur l'industrie en général. Nous allons également discuter de la relation entre les échangeurs de chaleur et le transfert de chaleur.

II.2.1.Principe de fonctionnement

Le principe général d'un échangeur de chaleur consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduits qui les mettent en contact thermique. De manière générale, les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi le plus souvent métallique, ce qui favorise les échanges de chaleur. On a en générale un fluide chaud qui cède de la chaleur à un fluide froid. Les deux fluides échangent de la chaleur à travers la paroi, d'où le nom de l'appareil. Le problème consiste à définir une surface d'échange suffisante entre les deux fluides pour transférer la quantité de chaleur nécessaire dans une configuration donnée.

II.2.2.Les facteurs critiques

Plusieurs facteurs peuvent influencer le fonctionnement des échangeurs de chaleur. Tout d'abord, la température et la nature des fluides impliqués dans le processus d'échange sont des éléments déterminants pour le choix de l'échangeur. En effet, les caractéristiques physico-chimiques des fluides, comme leur viscosité, leur densité, leur conductivité thermique et leur capacité thermique, ont un impact direct sur la performance de l'échangeur.

Ensuite, la vitesse d'écoulement des fluides à l'intérieur de l'échangeur peut aussi influencer son efficacité. En effet, une vitesse d'écoulement trop faible peut entraîner une baisse de la performance de l'échangeur, car elle favorise l'accumulation de dépôts à l'intérieur des tubes. D'un autre côté, une vitesse d'écoulement trop élevée peut engendrer des pertes de charge importantes et réduire l'efficacité de l'échangeur.

Enfin, la conception et la qualité de fabrication de l'échangeur peuvent également influencer son efficacité. Une conception adéquate permettra d'optimiser le transfert de chaleur, tandis qu'une fabrication de qualité assurera une résistance mécanique et une étanchéité suffisante.

II.2.2.1.Les propriétés des fluides

Les propriétés des fluides sont des facteurs clés pour déterminer les performances des échangeurs de chaleur. La viscosité, la densité, la conductivité thermique, la capacité thermique et la composition chimique des fluides ont un impact direct sur le transfert de chaleur dans l'échangeur. Les fluides ayant une conductivité thermique élevée et une faible viscosité ont une capacité de transfert de chaleur plus élevée, ce qui peut améliorer l'efficacité de l'échangeur.

Les fluides ayant une composition chimique différente peuvent également présenter des différences dans leurs propriétés de transfert de chaleur.

II.2.2.2. Le débit des fluides

Le débit des fluides à travers l'échangeur est un facteur important pour garantir un transfert de chaleur efficace. Un débit trop élevé ou trop faible peut entraîner une diminution de l'efficacité de l'échangeur. Un débit trop faible peut provoquer des pertes de pression et entraîner un échauffement excessif du fluide à l'intérieur de l'échangeur, tandis qu'un débit trop élevé peut entraîner une diminution de la durée de contact entre les fluides, réduisant ainsi l'efficacité de l'échangeur.

II.2.2.3. La conception de l'échangeur

La conception de l'échangeur est un autre facteur important qui peut influencer les performances de l'échangeur. La surface d'échange, le nombre de passages, la forme des échangeurs et la disposition des tubes peuvent tous affecter l'efficacité de l'échangeur. Les échangeurs de chaleur à surface d'échange plus grande et à plus grand nombre de passages ont une capacité de transfert de chaleur plus élevée. La disposition des tubes peut également affecter l'efficacité de l'échangeur en permettant une circulation plus rapide des fluides.

II.2.2.4. La différence de température

La différence de température entre les fluides à l'entrée de l'échangeur affecte directement la quantité de chaleur transférée d'un fluide à l'autre. Plus la différence de température est élevée, plus la quantité de chaleur transférée sera importante. Cependant, des différences de température trop élevées peuvent entraîner des gradients de température importants à travers les parois de l'échangeur, ce qui peut entraîner des problèmes de dilatation et de contraintes thermiques.

II.2.2.5. La résistance thermique des parois

Les parois de l'échangeur présentent une résistance thermique, qui peut entraîner une diminution de l'efficacité de l'échangeur. Plus la résistance thermique est élevée, plus la température de la paroi est élevée, ce qui peut réduire la différence de température entre les fluides et donc réduire l'efficacité de l'échangeur. Des matériaux de paroi avec une conductivité thermique élevée peuvent aider à minimiser la résistance thermique.

II.2.2.6. La qualité du fluide de travail

Est un facteur important à considérer car elle peut avoir une incidence directe sur la durée de vie de l'échangeur de chaleur. Les impuretés, les sédiments et les dépôts peuvent s'accumuler dans les conduites et réduire l'efficacité de l'échangeur de chaleur. Les fluides corrosifs peuvent

également affecter la durée de vie des matériaux de construction. Il est donc important de maintenir une qualité de fluide de travail élevée en utilisant des filtres et des systèmes de traitement de l'eau appropriés.

II.2.3. Statut des échangeurs dans l'industrie pétrochimique

L'utilisation des échangeurs de chaleur est devenue une norme dans de nombreuses industries, notamment dans l'industrie chimique, pétrolière, alimentaire, pharmaceutique, de l'énergie, etc. Ils jouent un rôle crucial dans la production, la transformation et la conservation des produits. Les échangeurs permettent d'améliorer l'efficacité énergétique des procédés industriels, réduisent les coûts de production et améliorent la qualité des produits.

Effectivement, dans l'industrie pétrolière, les échangeurs de chaleur sont utilisés pour plusieurs applications, notamment pour le refroidissement de l'huile et du gaz naturel. En effet, pendant le processus d'extraction et de production du pétrole et du gaz, ces matières premières peuvent atteindre des températures très élevées. Les échangeurs de chaleur sont alors utilisés pour refroidir ces fluides en les faisant passer dans des tubes refroidis par un fluide plus froid, comme de l'eau. Cela permet de protéger les équipements des dommages thermiques et de prolonger leur durée de vie.

De plus, les échangeurs sont également utilisés dans l'industrie pétrolière pour la régénération des solvants, notamment dans le traitement des gaz de raffinerie. Les solvants utilisés dans ces processus peuvent se charger en impuretés et en contaminants, ce qui peut affecter leur efficacité. Les échangeurs de chaleur sont alors utilisés pour chauffer ces solvants chargés afin de les régénérer en éliminant les impuretés, ce qui permet de les réutiliser dans le processus de traitement du gaz.

II.2.4. Classement des échangeurs

Il existe plusieurs critères de classement des différents types d'échangeurs. Énumérons les principaux.

II.2.4.1. Classement technologique

Les principaux types d'échangeurs rencontrés sont les suivants :

- À tubes : monotubes, coaxiaux ou multitubulaires ;
- À plaques : à surface primaire ou à surface secondaire ;
- Autres types : contact direct, à caloducs ou à lit fluidisé.

II.2.4.2. Classement suivant le mode de transfert de chaleur

Les trois modes de transfert de chaleur (conduction, convection, rayonnement) sont couplés dans la plupart des applications (chambre de combustion, récupération sur les fumées, etc.) ; il

Il y a souvent un mode de transfert prédominant. Pour tout échangeur avec transfert de chaleur à travers une paroi, la conduction intervient.

II.2.4.3. Classement suivant le procédé de transfert de chaleur

Suivant qu'il y a ou non stockage de chaleur, on définit un fonctionnement en récupérateur ou en régénérateur de chaleur :

- Transfert sans stockage, donc en récupérateur, avec 2 ou n passages et un écoulement en général continu ;
- Transfert avec stockage, donc en régénérateur, avec un seul passage et un écoulement intermittent, la matrice de stockage étant statique ou dynamique.

II.2.4.4. Classement fonctionnel

Le passage des fluides dans l'échangeur peut s'effectuer avec ou sans changement de phase ; suivant le cas, on dit que l'on a un écoulement monophasique ou diphasique. On rencontre alors les différents cas suivants :

- Les deux fluides ont un écoulement monophasique ;
- Un seul fluide a un écoulement avec changement de phase, cas des évaporateurs ou des condenseurs ;

Les deux fluides ont un écoulement avec changement de phase, cas des évapocondenseurs.

II.2.4.5. Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange

On retiendra deux types de paroi :

- Les échangeurs métalliques en acier, cuivre, aluminium ou matériaux spéciaux : superalliages, métaux ou alliages réfractaires ;
- Les échangeurs non métalliques en plastique, céramique, graphite, verre, etc.

Ces différents groupes peuvent se recouper ; aussi choisirons-nous pour décrire les échangeurs :

Tout d'abord, les échangeurs tubulaires et à plaques pour des raisons technologiques puis, les évaporateurs et condenseurs pour leurs applications, et enfin quelques autres types d'échangeurs en fonction de la nature de la paroi.

Le choix d'un échangeur de chaleur pour une application donnée dépend de nombreux paramètres : les propriétés physiques des fluides, leur agressivité, les températures ainsi que les pressions de service. Les contraintes d'encombrement et de maintenance doivent aussi être prises en compte, ainsi que les considérations économiques.

II.2.5.Type des échangeurs de chaleur

Il existe de nombreux types d'échangeurs de chaleur, chacun ayant ses propres avantages et inconvénients.

En a 3 types principalement :

- A plaque .
- A ailette.
- A tube (monotube, coaxial ou multitubulaire).

II.2.5.1.Echangeurs a plaque

Ces échangeurs ont été étudiés à l'origine pour répondre aux besoins de l'industrie laitière.

Un échangeur à plaques est constitué d'un ensemble de plaques métalliques embouties au travers des quelles s'effectue le transfert de chaleur entre deux fluides(6)

- **Les plaques** sont serrées entre un bâti fixe et un bâti mobile. Elles sont positionnées et guidées par 2 barres support inférieur et supérieur.
- **Les bâtis** maintiennent les plaques serrées au moyen de tirants. Les deux barres guides sont-elles même supportées par un pied support.
- **Un joint** par plaque assure l'étchéité de l'échangeur ainsi que la répartition des fluides dans les canaux formés par deux plaques.

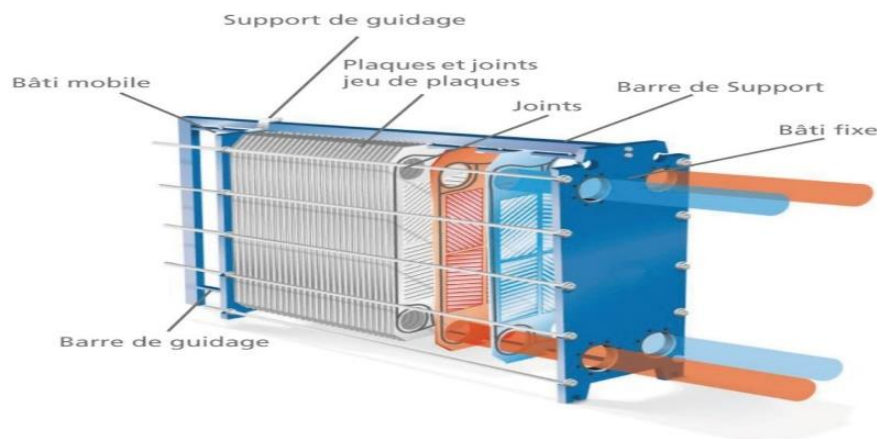


Figure II.2.Echangeur à plaque[13]

II.2.5.1.1.Échangeurs à surface primaire

Les échangeurs à surface primaire sont constitués de plaques corrigées, nervurées ou picotées. Le dessin du profil de plaques peut être assez varié mais il a toujours un double rôle d'intensification du transfert de chaleur et de tenue à la pression par multiplication des points de contact. Les différentes géométries de plaques les plus couramment rencontrées sont présentées sur la figureII.2.(6)

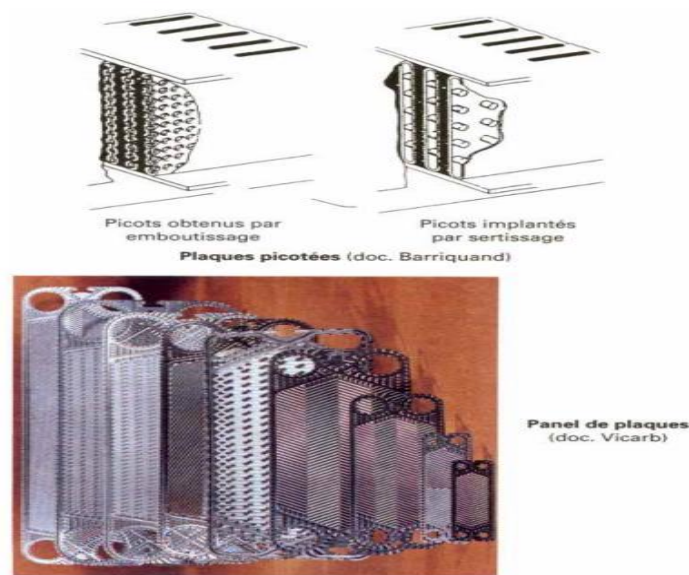


Figure II.3. Différentes géométries de plaques d'échangeurs à surface primaire [13]

II.2.5.1.2. Échangeurs à surface secondaire

Ces échangeurs sont réalisés en aluminium ou en acier inoxydable ; ils sont constitués par un empilage de tôles ondulées formant des ailettes séparées par des tôles planes.

On distingue, suivant le mode de fabrication et les matériaux utilisés : les échangeurs à plaques serties et les échangeurs à plaques brasées.

II.2.5.2. Les échangeurs tubulaires

Pour des raisons historiques et économiques, les échangeurs utilisant les tubes comme constituant principal de la paroi d'échange sont les plus répandus. On peut distinguer trois catégories suivant le nombre de tubes et leur arrangement, toujours réalisés pour avoir la meilleure efficacité possible pour une utilisation donnée :

II.2.5.2.1. Échangeur monotube

Dans lequel le tube est placé à l'intérieur d'un réservoir et a généralement la forme d'un serpentín comme montré à la figure au-dessous.



Figure II.4. Échangeur monotube en serpentín [6]

II.2.5.2.2.Échangeur coaxial

Dans lequel les tubes sont le plus souvent cintrés ; en général, le fluide chaud ou le fluide à haute pression s'écoule dans le tube intérieur comme montré à la figure au-dessous

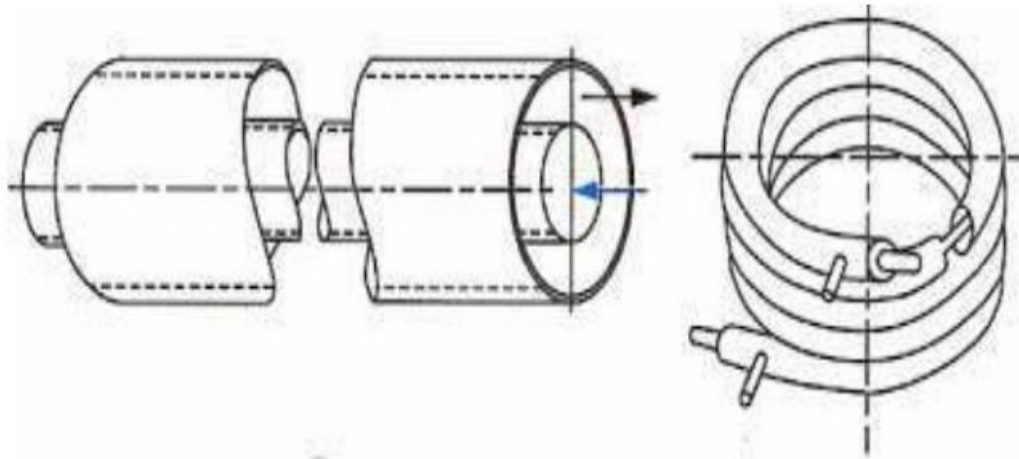


Figure II.5.échangeurs coaxial cintré[6]

II.2.5.2.3.Échangeur multitubulaire

Existant sous quatre formes :

- **Échangeur à tubes séparés**

À l'intérieur d'un tube de diamètre suffisant (de l'ordre de 100 mm) se trouvent placés plusieurs tubes de petit diamètre (8 à 20 mm) maintenus écartés par des entretoises. L'échangeur peut être soit rectiligne, soit enroulé

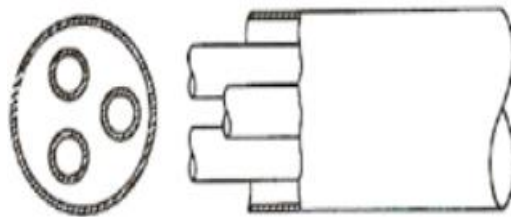


Figure II.6.échangeurs à tube séparés[6]

- **Echangeur à tubes rapprochés**

Pour maintenir les tubes et obtenir un passage suffisant pour le fluide extérieur au tube, on place un ruban enroulé en spirale autour de certains d'entre eux. Les tubes s'appuient les uns sur les autres par l'intermédiaire des rubans,

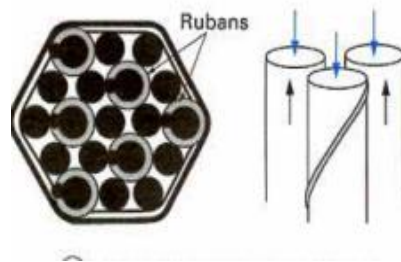


Figure II.7.échangeurs à tube rapprochés[6]

- **Echangeur à tubes à ailettes**

Ces tubes permettent d'améliorer le coefficient d'échange thermique ; différents types d'ailettes sont présentées (figure II.7. a, b, c) au suivant :

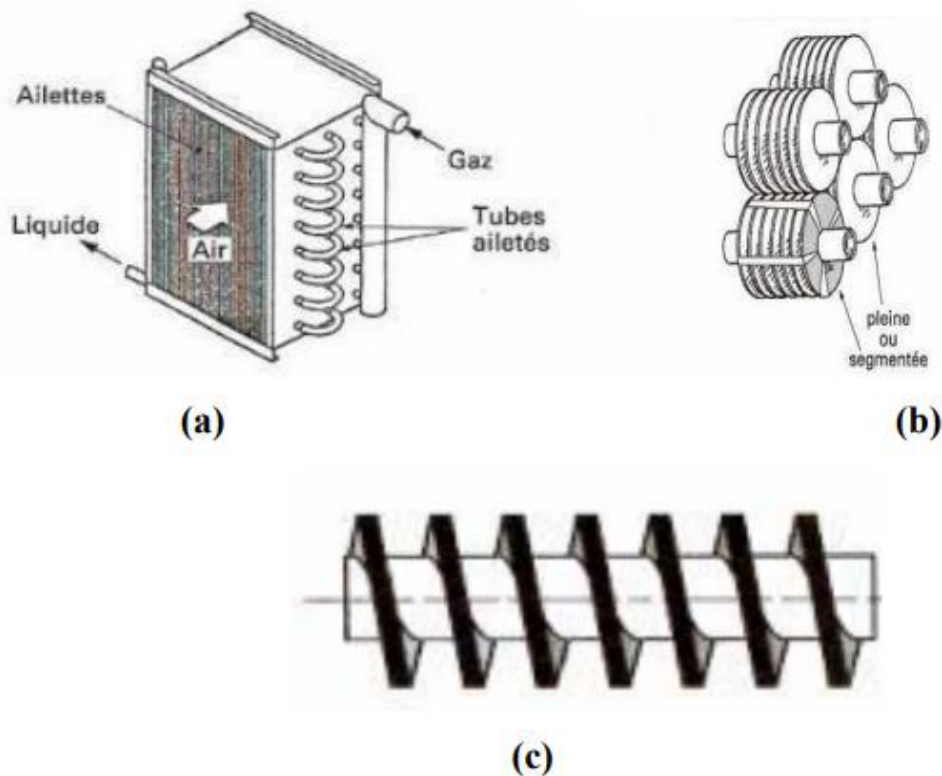


Figure II.8.échangeur à tubes ailettes[12]

- **Echangeur à tubes et calandre**

Dans les échangeurs à tubes et calandre, l'un des fluides appelé fluide côté tubes circule à l'intérieur d'un ensemble de tubes parallèles appelé faisceau tubulaire. Ces tubes sont enfermés dans une enveloppe appelée calandre. L'autre fluide appelé fluide côté calandre circule à l'intérieur de la calandre mais à l'extérieur des tubes. Les tubes et la calandre sont donc soumis

à la pression des fluides et doivent donc être construits pour y résister. C'est l'échangeur actuellement le plus répandu.

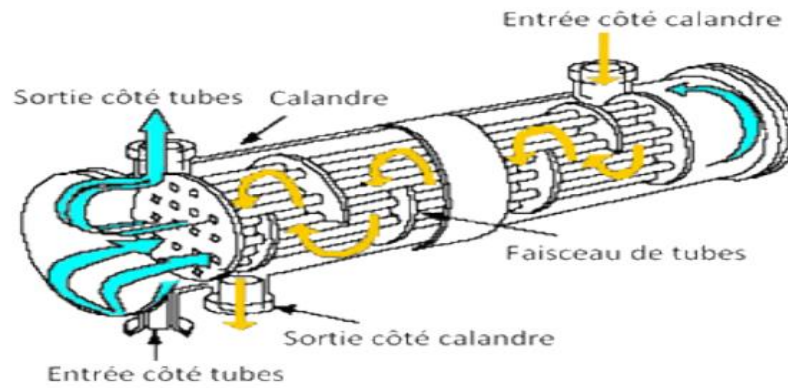


Figure II.9.Échangeur à tubes et calandre[12]

A) Echangeur de chaleur à tête flottante

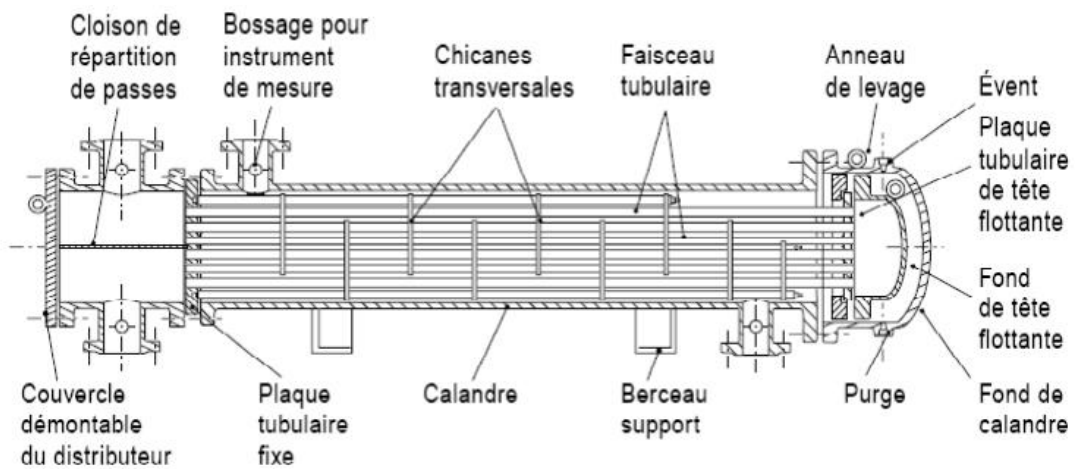


Figure II.10. Échangeur à tête flottante

[12]

B) Echangeur à plaque tubulaires fixes

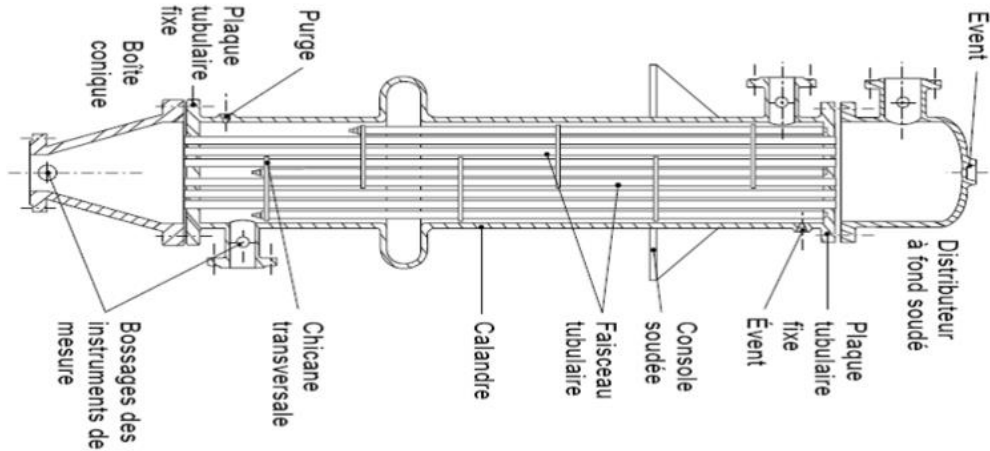


Figure II.11.Échangeur à plaque tubulaire fixe [12]

C) Echangeur à tubes en U

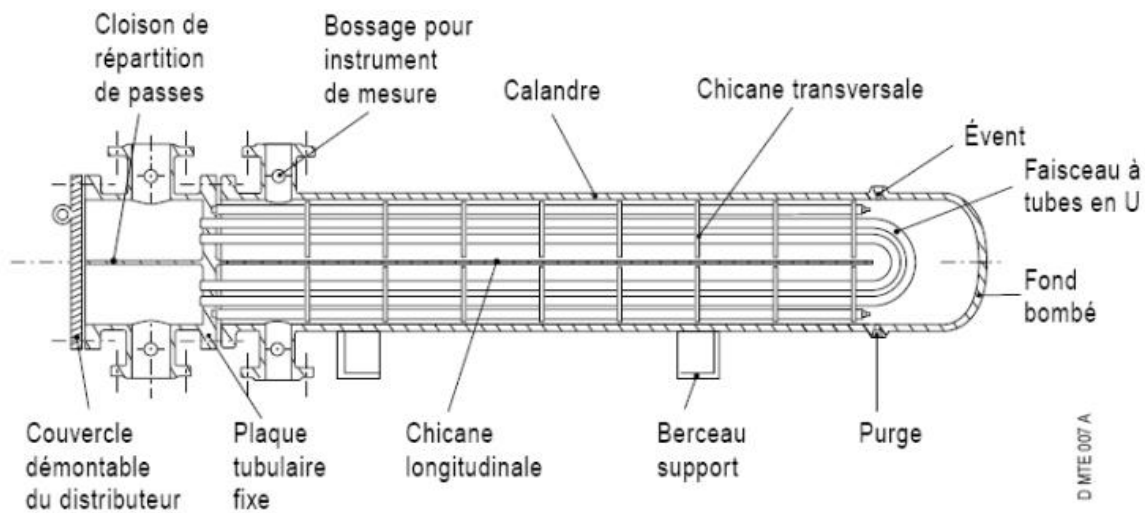


Figure II.12.Échangeur à tube en U [12]

II.2.6. Les échangeurs tubulaires à faisceau et calandre

La plupart des échangeurs à faisceau et calandre utilisés dans l'industrie du raffinage sont conçus dans le respect des normes Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association. Ils sont désignés succinctement e précisant les dimensions principales et le type, repéré par 3 lettres caractéristiques des éléments constitutifs(16).

Exemples:

60-240 AES

23/37-192 CKT

Les dimensions précisées indiquent successivement:

- Le diamètre nominal de la calandre: diamètre intérieur exprimé en inches (ou autres unités); dans le cas d'une kettle, calandre de type K, ce diamètre est précédé du diamètre de l'ouverture offerte au faisceau.
- La longueur nominale: longueur hors tous des tubes exprimés en inches (ou autres unités); dans le cas de tubes en U la longueur droite seule est prise en compte.

Les 3 lettres caractérisent dans l'ordre:

- Le type de chambre de distribution;
- Le type de calandre;
- Le type de chambre ou boîte de sortie ou de retour, dit encore plus couramment fond de calandre

II.2.6.1. Les composants d'un échangeur tubulaire à faisceau et calandre

✓ **Boîte d'échangeur (chambre de distribution)**

C'est l'organe qui distribue ou recueille le fluide aux extrémités des tubes. Sauf pour le tube en U, il y a une boîte à chaque extrémité de l'échangeur. La disposition des boîtes dépend non seulement du type choisi mais aussi du nombre de passes. La liaison cloison-plaque tubulaire est en général assurée par un joint. Les boîtes sont le plus souvent réalisées avec un matériau peu différent de celui des tubes.

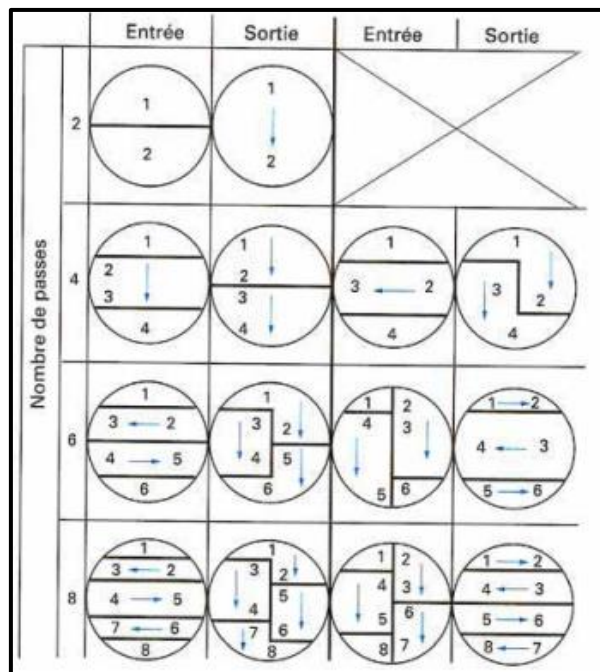


Figure II.13. Configuration des boîtes de distribution

[14]

✓ **La Calandre**

C'est l'enveloppe métallique cylindrique entourant le faisceau tubulaire. Son matériau doit être compatible avec le fluide utilisé.

Les matériaux les plus courants sont les aciers ordinaires, les aciers inoxydables, le cuivre ou les matières plastiques. Il semble que la limite technologique des calandres se trouve aux alentours d'un diamètre de 2 m.

✓ **Plaques tubulaires**

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités. Leur épaisseur (5 à 10 cm) est calculée en fonction de la différence de pression entre le fluide dans la calandre et le fluide dans les boîtes d'une part, des contraintes dues aux différences de dilatation entre les tubes et la calandre d'autre part.

✓ **Chicanes**

Elles ont pour rôle d'augmenter la vitesse du fluide dans la calandre et la rigidité du faisceau.

Dans le cas d'un transfert de chaleur sans changement de phase, il est intéressant d'augmenter la vitesse du fluide pour améliorer le coefficient d'échange. La vitesse est d'autant plus élevée que les chicanes sont rapprochées pour l'écoulement transversal au faisceau de tubes (entre deux chicanes) et qu'elles ont une ouverture faible pour l'écoulement parallèle au faisceau de tubes (au passage de la chicane). Mais un compromis doit être trouvé pour avoir simultanément un coefficient global d'échange thermique et des pertes de pression acceptables.

Par ailleurs, les chicanes sont nécessaires pour augmenter la rigidité du faisceau.

Le jeu entre tubes et chicanes ainsi que le jeu entre chicanes et virole sont réglementés par le code TEMA.

On utilise parfois des chicanes pleines dites de protection thermique destinées à protéger la plaque tubulaire contre des différences de températures excessives préjudiciables à sa tenue mécanique ; on les appelle aussi contre-plaques tubulaires.

Les chicanes sont de même matériau que la calandre ; elles peuvent être de plusieurs types : chicanes classiques ou à barreaux dont le développement et l'utilisation sont relativement récents. Dans ce dernier cas, les tubes sont tenus dans la calandre par des grilles de barreaux, alternativement de barreaux horizontaux puis verticaux. Les chicanes à barreaux ont été imaginées pour répondre à deux préoccupations essentielles des constructeurs et utilisateurs d'échangeurs à tubes et calandre :

- Supprimer ou tout au moins réduire les problèmes de vibrations des tubes quelquefois induites par l'écoulement du fluide dans la calandre ;

- Améliorer les performances thermo-hydrauliques du fluide s'écoulant dans la calandre (augmenter le coefficient d'échange thermique et réduire les pertes de pression), en remplaçant l'écoulement transverse classique du fluide par rapport aux tubes par un écoulement longitudinal.

✓ **Tirants et entretoises**

Ce sont des dispositifs ou équivalents assurant la liaison du système de chicanes, qui ont pour objet de maintenir les chicanes et les plaques supports solidement en place. Les tirants et entretoises doivent être du même matériau que la calandre.

II.2.6.2.Critères de sélection d'un échangeur à faisceau et calandre

- Pour un fluide sous forte pression (> 1 MPa par exemple) ; il faut le faire circuler de préférence à l'intérieur des tubes pour éviter une trop forte épaisseur de calandre.
- Pour un fluide encrassant (par exemple un produit risquant de polymériser), il faut :
 - ✓ Le faire circuler de préférence à l'intérieur des tubes, car il est alors possible de nettoyer l'intérieur sans démonter l'échangeur. Si les nettoyages sont fréquents et si la pression est suffisamment basse pour qu'un couvercle de boîte plat soit acceptable, utiliser les boîtes avant A et C alliées respectivement avec les boîtes arrières L et N ; il suffit de démonter les couvercles sans toucher aux boîtes pour effectuer le nettoyage ;
 - ✓ Éviter les tubes en U (difficiles à nettoyer).

S'il y a risque d'encrassement à l'extérieur des tubes, il faut choisir un pas carré plutôt qu'un pas triangulaire et un faisceau tubulaire démontable pour faciliter le nettoyage.
- Pour de forts écarts de température entre les deux fluides (> 50 °C), il risque d'y avoir des problèmes de dilatations différentielles ; il faut alors :
 - ✓ Éviter d'avoir les deux plaques tubulaires soudées à la calandre
 - ✓ Choisir des tubes en U (s'il n'y a pas écrasement à l'intérieur des tubes et si le nombre de passes choisi est pair) ;
 - ✓ À défaut, utiliser des boîtes P, S, T à tête flottante ;
 - ✓ Éventuellement, utiliser des plaques soudées sur calandre, mais en munissant la calandre d'un soufflet de dilatation. Ce dernier assemblage est cependant fragile et ne doit être employé qu'à des pressions très modérées (quelque 0,1 MPa).
 - En cas de fuite d'un fluide dans l'autre ayant des conséquences graves, il faut éviter les têtes S et T dans lesquelles l'étanchéité n'est pas parfaite et faire en sorte que la fuite se fasse dans le sens le moins dangereux (choix des pressions des deux fluides).

- Ces différents critères peuvent être contradictoires. Il appartient alors au concepteur de trouver le meilleur compromis possible. Si plusieurs solutions sont techniquement possibles, le critère de coût minimal les départagera.

Conclusion

Le transfert de chaleur dans les échangeurs tubulaires à faisceau et calandre est crucial pour assurer une performance optimale, une efficacité énergétique et la sécurité de l'échangeur. Une conception appropriée et un fonctionnement efficace du transfert de chaleur sont essentiels pour répondre aux exigences spécifiques de chaque application industrielle.

Chapitre III

Optimisation des installations industriel

Introduction

Avec la transformation de l'industrie, l'augmentation des exigences de qualité et les besoins croissants des clients, les entreprises industrielles cherchent à améliorer les capacités de production de leurs usines. Des optimisations en termes de productivité, de qualité ou encore de dépenses d'exploitation (OPEX).

Le développement durable étant un nouveau pilote de l'industrie, le défi ultime pour l'optimisation des procédés industriels à grande échelle est de concilier simultanément des critères de prises de décision, notamment les aspects économiques, environnementaux et sociaux. En augmentant considérablement la productivité des ressources naturelles grâce à des changements fondamentaux à la fois dans la conception et l'opération des procédés, l'industrie peut réduire le gaspillage de l'énergie, de l'eau, des matériaux et d'autres ressources, et ainsi créer davantage de valeur et améliorer sa compétitivité. Cela représente une occasion d'affaire importante pour l'industrie Algérienne qui nécessite toutefois de comprendre en profondeur l'impact de ces changements sur l'ensemble des opérations de l'entreprise(8).



Figure III.1.Enjeux et défis typiques des usines[15]

III. 1. Avantages d'optimisation des procédés industriels

L'amélioration des capacités de production nécessite de réaliser des phases d'observation, de dialogue et de réflexion qui est représenté dans :

III.1.1. Connaître l'installation industrielle

La première étape consiste à examiner de près l'installation existante pour comprendre finement comment elle fonctionne, parce qu'il convient en effet de se rendre sur place, de discuter avec les opérateurs pour connaître leurs pratiques, d'étudier les plans des tuyauteries, les schémas PID de l'installation, la documentation technique et aussi mesurer les performances de la ligne de production. Doit donc se rendre sur le terrain et récupérer toutes les données nécessaires pour évaluer les performances. C'est facile, si l'installation est automatisée, puisqu'elle est forcément bardée de capteurs. Dans le cas contraire, on doit ajouter des instruments sur la ligne de production ou utiliser des moyens mobiles, comme un débitmètre ou un détecteur de température. Cette phase d'audit permet ainsi d'observer les écarts de chiffres, les dysfonctionnements, les erreurs de processus, et d'évaluer les points d'amélioration possibles de l'installation.

III.1.2. Upgrader pour produire plus

Une fois l'audit réalisé, si l'objectif est de produire plus, on peut parfois conserver la même installation. Et c'est d'ailleurs souvent ce que demandent les industriels. « Dans une ligne de production, il y a généralement un facteur limitant, un goulot d'étranglement, qui empêche l'ensemble de la chaîne de produire à sa juste performance, décrit Santo Meli. Il suffit alors d'agir sur ce maillon faible et de le débrider. C'est ce que l'on appelle le dégoulotage. » L'avantage, c'est qu'il nécessite peu d'investissement pour des gains relativement importants, sans toutefois pouvoir doubler la production, si telle était l'ambition.

Donc si l'on veut réellement produire beaucoup plus, autant construire un nouvel équipement à la place de la ligne existante. « Ce ne sera pas un copier-coller, mais plutôt la mise en place d'une machine plus moderne, plus performante, comportant plus d'automatisme, tout en étant conforme aux normes les plus récentes. » Elle est le résultat d'une analyse poussée, pour répondre spécifiquement aux besoins du client.

III.1.3. Automatiser ou redesigner pour produire mieux

Lorsque l'intention n'est pas d'améliorer les volumes de production mais d'agir sur la qualité, l'action se joue souvent au niveau de l'automatisation de la ligne. On élimine ainsi les erreurs humaines, mais aussi les risques chimiques liés aux manipulations par les opérateurs. . L'automatisation permet également de tracer les process et d'historiser les performances, sur

un système de supervision. » Avec un intérêt : l'opérateur identifie immédiatement les défauts de qualité.

Autre possibilité pour améliorer la qualité : redesigner des opérations unitaires qui influent sur la qualité finale, comme le remplacement ou la modification de technologie de séparation par exemple. L'avantage ? Minimiser les déchets et les revaloriser en les recyclant sur la ligne de production.

III.1.4.Mener une étude de faisabilité pour valider l'investissement

À chaque projet d'amélioration de la capacité de production d'une installation, l'industriel se pose légitimement la même question : « Combien cela va-t-il coûter ? » Cette interrogation est essentielle afin de décider de lancer ou d'arrêter un projet, selon la capacité d'investissement du client. Cela nous amène à réaliser une étude de faisabilité. Dans les faits, cela nous demande de pré-dimensionner l'installation tout en analysant les contraintes d'exploitation, car chaque projet est spécifique, avec un existant différent et un objectif particulier. On va non seulement dessiner la nouvelle ligne, mais on va aussi jusqu'à s'assurer que les équipements, pompes, tuyauteries s'intègrent bien dans l'usine, que l'unité va s'adapter aux besoins de cadence de production... Tout est à définir ; rien n'est négligé. C'est à partir de là seulement qu'on pourra valider l'investissement. Dans l'étude de faisabilité, le coût d'exploitation peut aussi être évalué, à partir des bilans d'énergie et des utilités, la main-d'œuvre... sans oublier les frais de maintenance. Il convient de posséder une vraie maîtrise des process industriels et une connaissance du terrain. Nous disposons en plus d'outils de simulation des procédés, qui nous aident énormément.

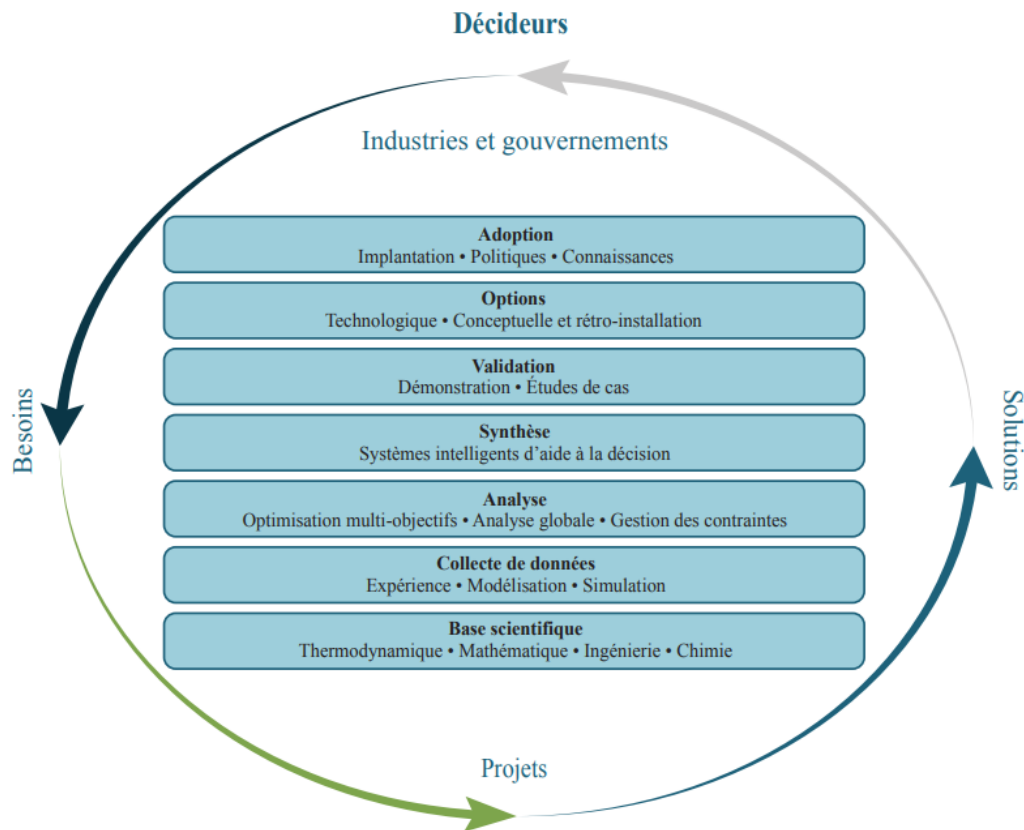


Figure III.2. Approche de création de la valeur[15]

III. 2.La zone de séparation de condensât au module 0

Le gaz brut provenant des puits de gaz pénètre dans les installations sous forme d'un mélange biphasique. Il est distribué par le diffuseur V-1001 aux six chaînes parallèles de séparation de condensât. Ensuite il se dirige vers le séparateur V-1101 à travers successivement la vanne à fermeture rapide UASV-1101 et la vanne régulatrice de pression PCV-1114.

Les liquides provenant de V-1101 sont détendus adiabatiquement dans le V1004/ABCD jusqu'à 86 bars. La PCV1021 détendra l'excédent de gaz dans le cas où la pression dépasse 90 bars. Le niveau dans le V-1101 est régulé par la vanne LCV1101 et la PCV-1004 assure la distribution de la charge des V-1004/ABCD.

Les vapeurs des V-1004/ABCD sont envoyés dans les séparateurs froids V1203 et V-1303, alors que les liquides sont détendus adiabatiquement dans le séparateur triphasique V-1012/ABC jusqu'à 30 bars.

L'eau est drainée vers le borbier par l'intermédiaire de la LCV-1009, les hydrocarbures vapeurs sont envoyés vers le ballon tampon V-401 à travers la PCV1022 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 de séparateur V-1001 sont simultanément séchées être froidies dans l'échangeur gaz/gaz HE-1101/ABCD, l'échangeur gaz/liquide HE1102 et le chiller E-401 utilisant le propane comme agent réfrigérant, les vapeurs sont ensuite détendus adiabatiquement à environ 82 bars et -13°C dans la vanne JouleThomson PCV-1117 avant de rejoindre le séparateur froid V-1103 à travers le piège à hydrates V-1102.

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-1101/ABCD 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/cm^2 .

III.2.1. La zone de séparation de condensât après optimisation

Après plusieurs tentatives pour l'amélioration de la zone de séparation de condensât au module 0, et grâce aux recherches et suggestions menées par l'ingénieur d'exploitation **Khair-Eddine BOULBA**, qui a pu apporter des modifications importantes sur le cycle de refroidissement pour assurer le bon fonctionnement de cette zone en raison de plusieurs facteurs qui sont :

- La chute de pression en gisement producteur du gaz naturelle alors la chute de débit.
- Les pannes successives des machines et aux installations ce qui conduit à l'arrêt de production.
- Le coût important.
- Les spécifications du client.

Les plus importants de ces recherches et suggestions étaient :

- Etude de consommation de l'énergie en chiller.
- La suppression d'un échangeur de chaleur gaz-gaz par ce qu'il ne plus avoir d'emploi.
- Etude de variation de température à l'entrée et à la sortie de chiller et au cycle de refroidissement par propane.

Les résultats de ces études :

- La modification des températures de cycle de refroidissement par propane.
- La suppression d'un échangeur gaz-gaz de la batterie des échangeurs.

➤ Le cas du 4 échangeurs

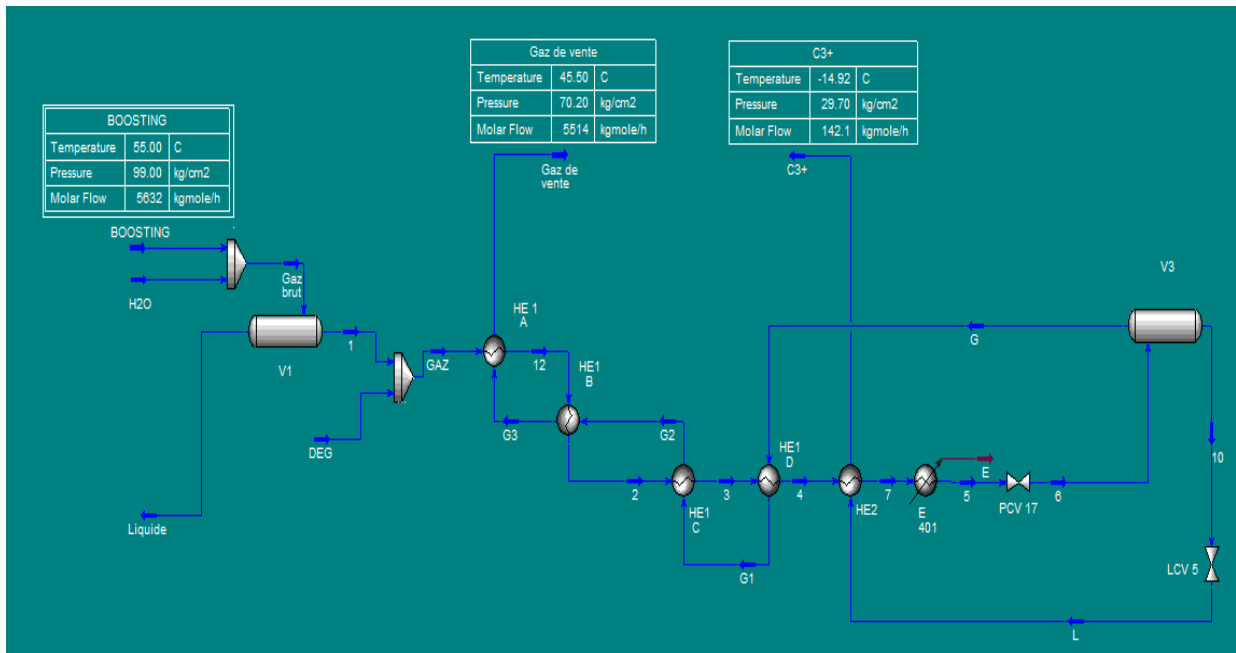


Figure III.3. Schéma simulation cas 4 échangeur par simulateur HYSYS

Énergie du propane pour 4 échangeur

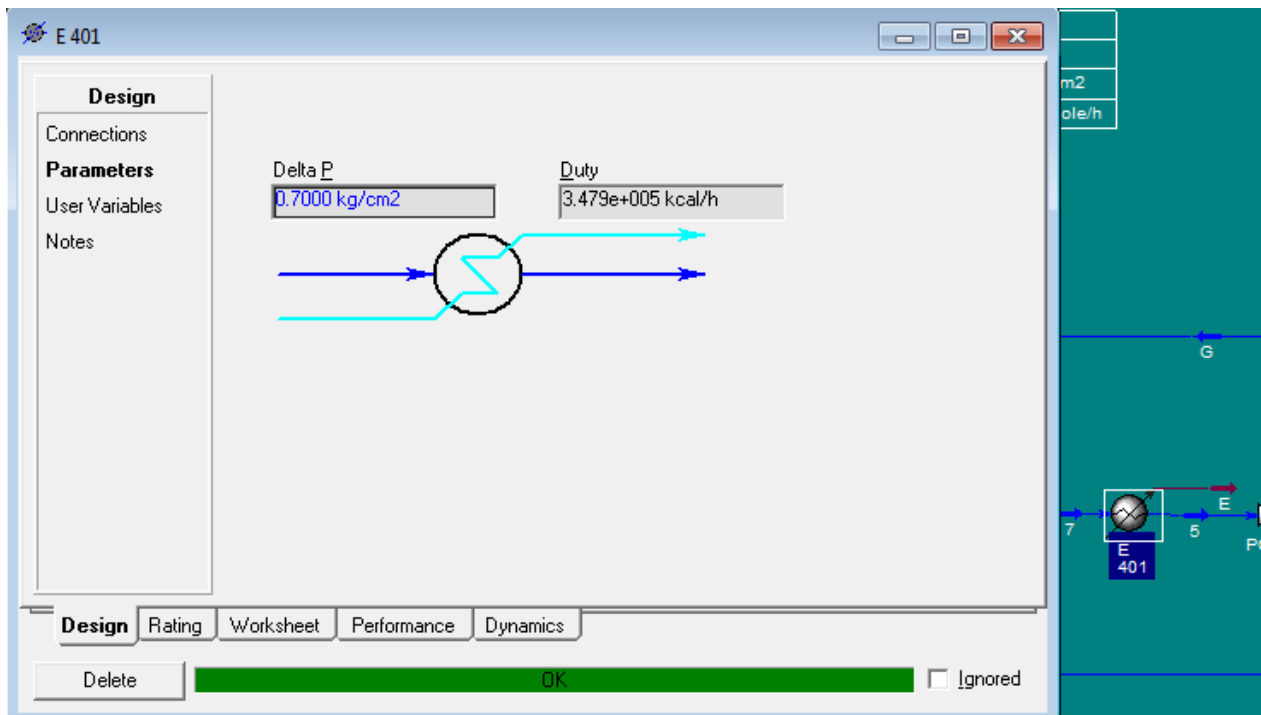


Figure III.4. Consommation d'énergie du propane pour 4 échangeurs

➤ Le cas du 3 échangeurs

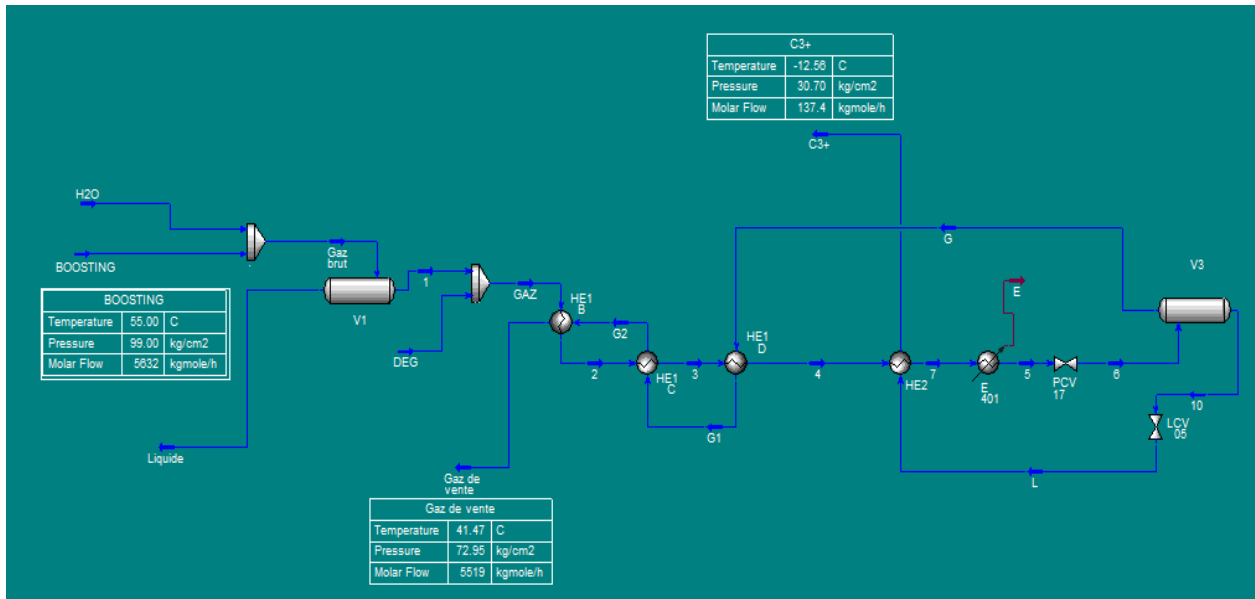


Figure III.5.Schéma simulation cas 3exchangeur par simulateur HYSYS

Énergie du propane pour 3 échangeur

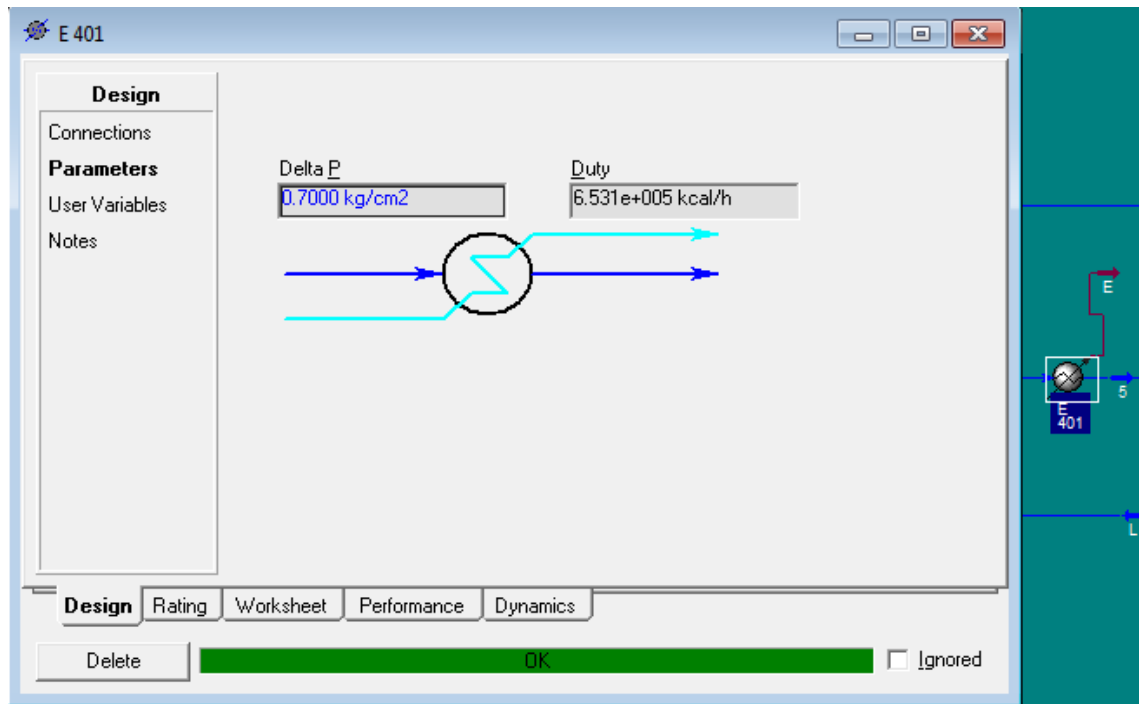


Figure III.6.consomption d'énergie du propane pour 3 échangeurs

Conclusion

Ces recherches étaient nécessaires, mais ce n'étaient pas suffisant pour atteindre les spécifications du gaz de vente et le taux de récupération de condensât ainsi l'augmentation de la consommation d'énergie ce qui nécessite des recherches et des études supplémentaires pour obtenir les résultats souhaités.

Chapitre IV

**Optimisation des
paramètres de
fonctionnement de la
section HP**

IV.1. Problématique

Après la chute conséquente de la pression du gisement, la composition de la charge tend vers une modification progressive et significative, ces variations perturbent le fonctionnement de l'installation et réduisent la production de GPL et de condensats.

Notre étude vise à optimiser les paramètres de fonctionnement de la section HP puis faire une comparaison entre les résultats obtenus en cas actuel et 2 autres cas simulés fait par le simulateur Hysys .

IV.2. La simulation

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de déduire le comportement du système physique analysé.

Le choix du type de modèle dépend principalement des objectifs poursuivis.

Il existe, sur le marché, un très grand nombre de simulateurs de procédés chimiques dont les plus répandus au niveau mondial sont: Aspen, Chemcad, Chemshare, Design II, Prosim, ProII et Hysys(2).

Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

IV.2.1. Les objectifs de simulation

Les objectifs majeurs de la simulation des procédés sont :

- Résoudre les équations de bilans matière et énergie pour l'ensemble des appareils du procédé
- Calculer les caractéristiques (débit, composition, température, pression, propriétés physiques) des fluides circulants entre les appareils ;
- Fournir les éléments nécessaires au dimensionnement des équipements, tels que les quantités de chaleur échangées ou les débits internes d'une colonne....etc.
- Déterminer les performances des équipements.

IV.3. Présentation de logiciel de simulation HYSYS

HYSYS qui est une abréviation de deux mots en anglais: HY: initial de HYPROTECH; la société Canadienne qui a développé ce logiciel et SYS: systèmes;

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements « Event driven »: C'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique.

HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problème allant des séparations bi et tri –phasiques simple, transfert de chaleur, de compression à la distillation et la transformation chimique bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques(3).

IV.3.1. Fonctionnement de Aspen HYSYS

- L'utilisateur doit spécifier les constituants (gaz, liquide ou mélange).
- Il doit Choisir un modèle thermodynamique.
- Etablir le schéma de procédé (PFD).
- L'utilisateur doit aussi spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- Aspen Hysys peut aussi dimensionner quelques équipements (Conduites, ballons, échangeurs, colonnes....)

IV.3.2. Structure générale du HYSYS

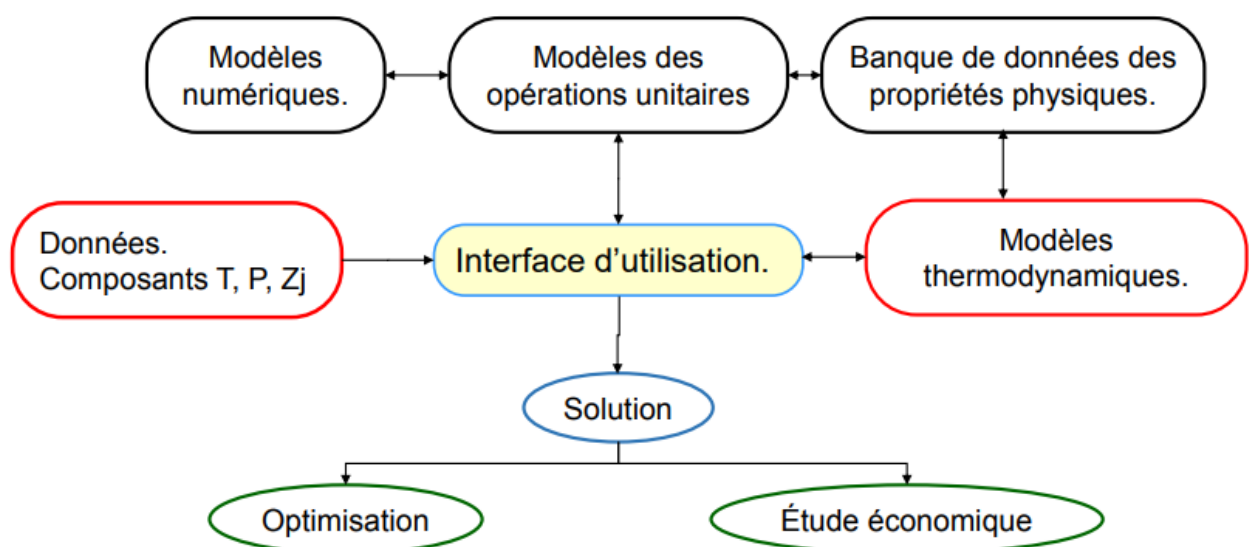


Figure IV.1. Structure générale du HYSYS

(3)

IV.3.2.1. Les modèles thermodynamiques

Les modèles thermodynamiques sont souvent utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques et volumétriques des composés et des mélanges. Dans la figure on a rassemblé et définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS.

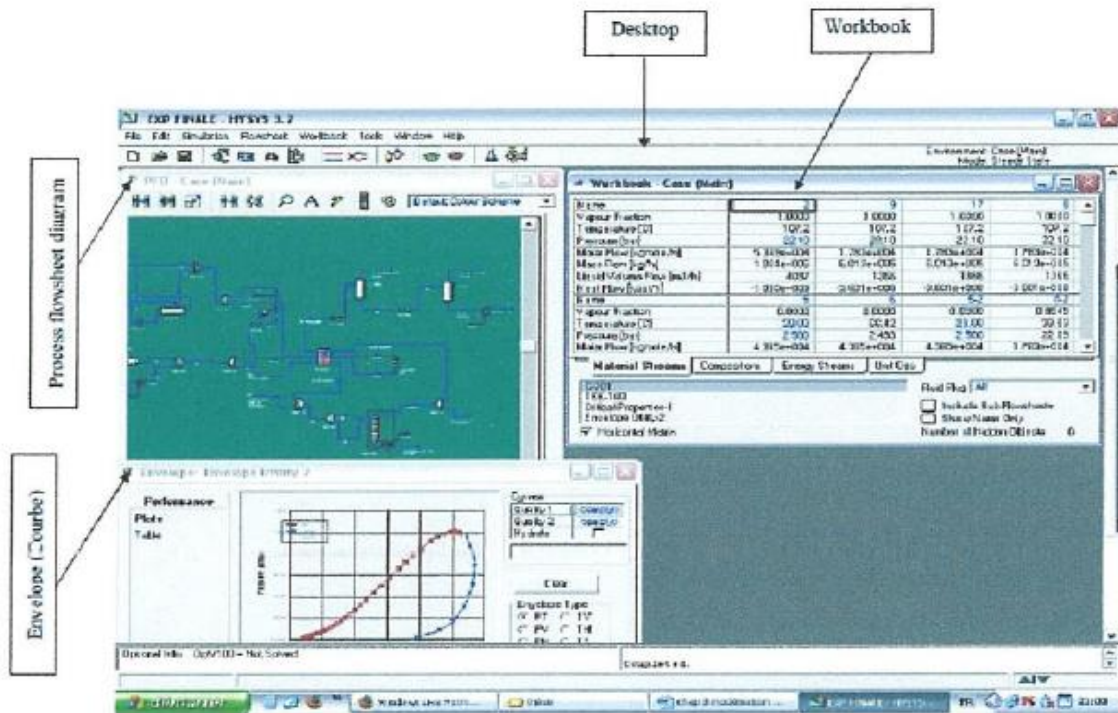


Figure IV.2 :Interface de Hysys (conception et vocabulaire) (10)

✓ Remarque

L'équation d'état la plus utilisée dans le domaine de raffinage et pour les systèmes d'hydrocarbures est: l'équation de PENG ROBINSON (c'est le modèle thermodynamique recommandé) car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v^2 + 2bv - b^2}$$

Eq IV.1

Où : P : la pression du système ;

T : la température ;

v : le volume molaire du gaz ;

IV.3.2. 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 basés sur l'équation de Van Der Waals 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 (4).

Tableau IV.1. Domaine d'application du modèle Peng-Robinson (17)

Modèle	Température(°F)	Température(°C)	Pression (Psia)	Pression (kPa)
Peng-Robinson	>-456	>-271	<15000	<100000

IV.4. Les contraintes du procédé

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

IV.4.1. Contraintes relatives aux équipements

- Ballon de séparation biphasique chaude (V1).
- La batterie d'échangeurs gaz-gaz.
- Echangeur gaz-liquide.
- Chiller à propane.
- Vane de contrôle de pression Joule Thomson.
- Ballon de séparation biphasique froide (V3).

IV.4.2. Contraintes liées aux spécifications du produit fini (gaz sec)

- Pouvoir calorifique supérieur (9350 kcal/m³ <PCS< 9450 kcal/m³)
- Teneur en eau (H₂O<50 ppm)

IV.5. Simulation cas désigne

Nous procédons à un calcul au niveau de la batterie d'échangeur de l'unité HP pour la vérification de notre HYSYS.

IV.5.1. Vérification des paramètres design de l'unité HP

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

IV.5.2. Composition de charge du gaz d'enter (désigne)

L'unité HP est alimentée par la charge provenant du boosting de vers l'unité HP les compositions et les données de départ sont données dans les tableaux suivants :

Tableau IV.2. Composition de charge du gaz d'enter

Composition	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 H ₂₆	0.00001

La simulation et résultats du cas désigne est schématisé comme suite :

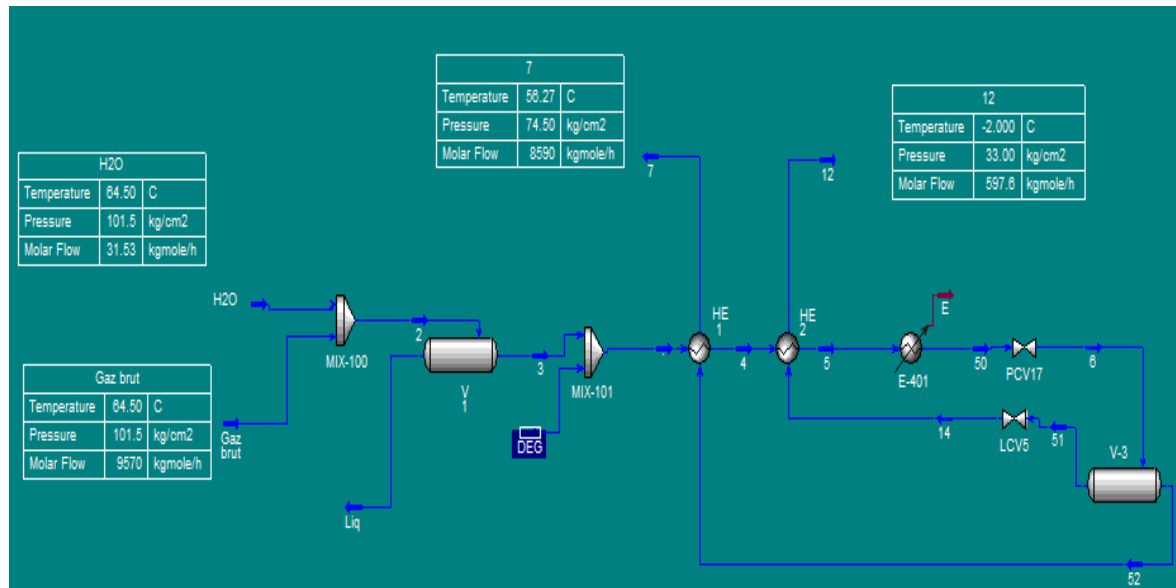


Figure IV.3. Schéma Vérification de l'unité HP par simulateur HYSYS

IV.6. Comparaison entre cas désigne et HYSYS

La procédure de calcul de la batterie d'échangeur dans l'environnement HYSYS nécessite les données suivantes :

- ❖ La composition de la charge.
- ❖ Le design de L'unité HP.
- ❖ La position température ,débit et pression de gaz .
- ❖ Spécification de l'efficacité des ballons de flash .

La variation de la composition de la charge induit un changement des paramètres d'exploitation des équipements. Dans ce cadre l'idée s'inscrit notre sujet de fin d'études, qui consiste à comparer entre les paramètres de fonctionnement de l'unité HP.

Tableau IV.3. Comparaison de la composition à la sortie de gaz de vente et de liquide

	Cas design		Cas simulé	
	Sortie de gaz	Sortie de liquide	Sortie de gaz	Sortie de liquide
N ₂	0.061001	0.011319	0.060615	0.011095
CO ₂	0.002033	0.002041	0.002015	0.002021
CH ₄	0.833990	0.422527	0.831202	0.377593
C ₂ H ₆	0.069718	0.143255	0.070600	0.119193
C ₃ H ₈	0.021701	0.116719	0.022438	0.097485
i-C ₄ H ₁₀	0.003447	0.037484	0.003754	0.031240
n-C ₄ H ₁₀	0.005165	0.075339	0.005774	0.063681
i-C ₅ H ₁₂	0.001040	0.029133	0.001226	0.025509
n-C ₅ H ₁₂	0.001122	0.010082	0.001342	0.035637
C ₆ H ₁₄	0.000549	0.045834	0.000701	0.043241
C ₇ H ₁₆	0.000187	0.034144	0.000241	0.033109
C ₈ H ₁₈	0.000047	0.018927	0.000062	0.018617
C ₉ H ₂₀	0	0.010206	0.000015	0.009832
C ₁₀ H ₂₂	0	0.004639	0.000003	0.004412
C ₁₁ H ₂₄	0	0.002783	0.000001	0.002011
C ₁₂₊	0	0.005567	0.000001	0.003389

Tableau IV.4.Vérification des paramètres à la sortie de gaz de vente et de liquide

	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₊	0.033258	0.035558	5.71
	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

IV.6.1. 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.

IV.7. Les spécifications de gaz d'alimentation

Ce qui suit est la composition de la sortie de gaz Boosting ver module '0' :

Tableau IV.5. La composition de la charge d'entrée au module 0 dans le cas actuel

Constituants	Fraction molaire
N ₂	0.05089
CO ₂	0.00217
CH ₄	0.83028
C ₂ H ₆	0.07573
C ₃ H ₈	0.02259
i-C ₄ H ₁₀	0.00395
n-C ₄ H ₁₀	0.00653
i-C ₅ H ₁₂	0.00168
n-C ₅ H ₁₂	0.00211
C ₆ H ₁₄	0.0019
C ₇ H ₁₆	0.00083
C ₈ H ₁₈	0.00032
C ₉ H ₂₀	0.00009
C ₁₀ H ₂₂	0.00002
C ₁₁ H ₂₄	0,00000
C ₁₂ H ₂₆	0,00000

Tableau IV.6. Spécifications de gaz d'entrée dans le cas actuel

Paramètre	Valeur
Débit (kg mol/h)	9570
T (°C)	64.5
P (K Pa)	9905

IV.8. Comparaison entre cas actuel et le cas actuel simulé par Hysys

Nous avons sélectionné le débit, la température, C₃⁺ et le pouvoir calorifique supérieur comme des facteurs essentiels pour suivre les fractions molaires des compositions de gaz d'entrée qu'ils présentent dans le tableau suivant :

Tableau IV.7. Comparaison de la composition à la sortie de gaz de vente

	Casréel	Cas simule par Hysys
Débit (Kgmol/h)	9570	9570
T (°C)	64.5	64.5
P (KPa)	9905	9905
PCS (kcal/m ³)	9483	9604
Constituants	Fraction molaire	
N ₂	0.052994	0.053186
CO ₂	0.00217	0.002155
CH ₄	0.834283	0.834598
C ₂ H ₆	0.07573	0.075660
C ₃ H ₈	0.02219	0.021972
i-C ₄ H ₁₀	0.00335	0.003473
n-C ₄ H ₁₀	0.005373	0.005374
C5+	0.0038631	0.003574

IV.8.1. Interprétation des résultats obtenus

Selon les résultats du tableau au-dessus, on observe que les valeurs des 2 cas sont presque les mêmes ce qui confirme la possibilité de simulation avec logiciel de simulation Hysys.

IV.9. La comparaison entre les spécifications de gaz de vente et de liquide à la sortie de section HP dans les cas 4, 3 et 2 échangeurs à l'aide de Hysys

En raison des capacités spéciales du système Hysys, qui nous permettent de simuler diverses opérations et procédés en plus de retirer ou de remplacer l'un des appareils installés, et de connaître son impact et son importance ou la nécessité de le remplacer par d'autres appareils plus efficaces.

L'objectif de l'utilisation de la simulateur Hysys dans notre travail est de nous permettre de comparer les différents cas :

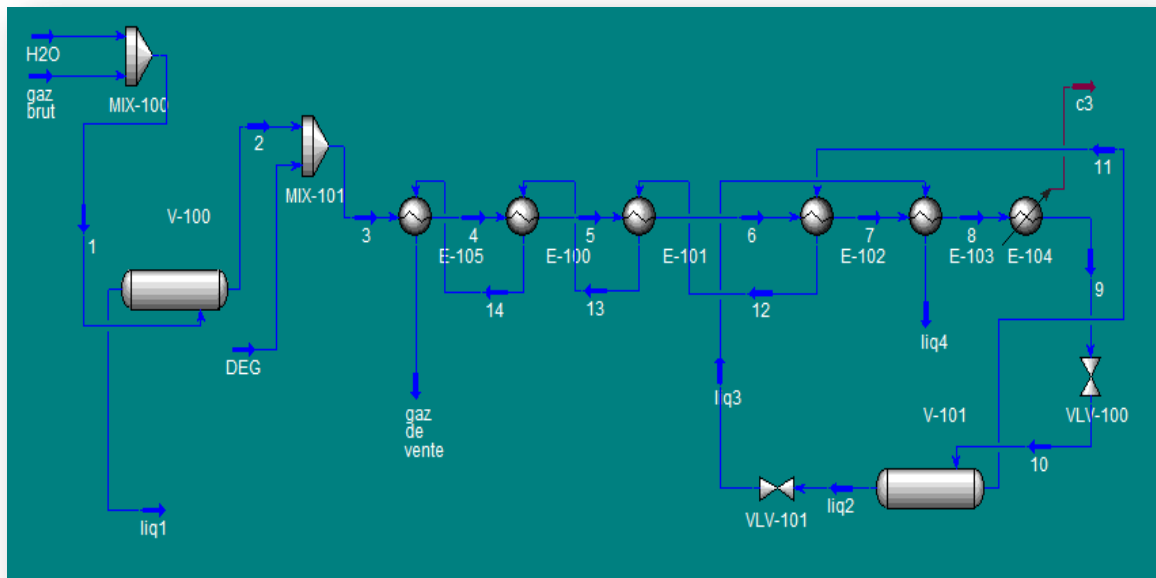
- Ajout d'un nouvel échangeur de chaleur gaz-gaz à la batterie des échangeurs.
- Le retrait d'un échangeur de chaleur gaz-gaz de la batterie des échangeurs.

Et de découvrir lequel des cas est le plus efficace et lequel est le plus applicable à la réalité.

IV.9.1. La simulation des 3 cas

- 1^{er} cas : 4 échangeurs gaz-gaz

Figure IV.4. Schéma simulation cas 4 échangeurs par simulateur HYSYS



Dans ce cas, nous avons ajouté un nouvel échangeur de chaleur et voyons quel effet il a sur notre installation existante et étudions les changements dans les facteurs (débit, température.. etc.)

➤ 2^{eme} cas : 2 échangeurs gaz-gaz

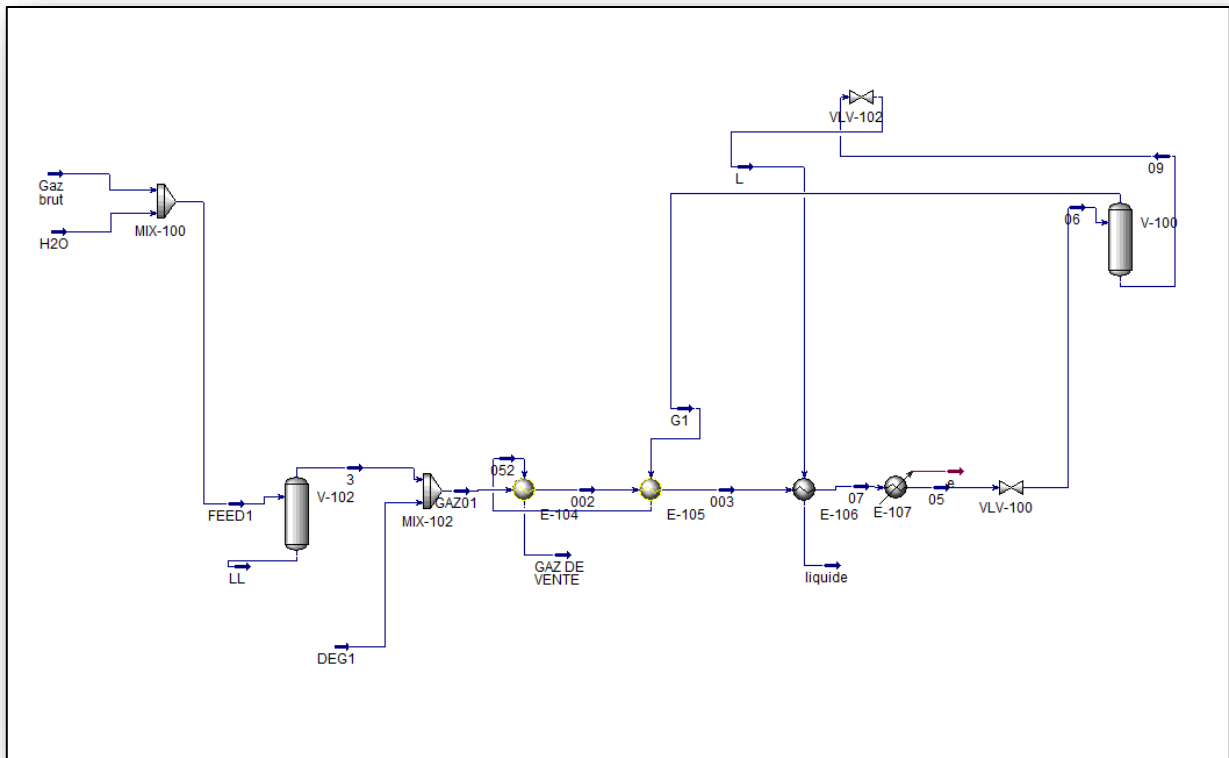


Figure IV.5.Schéma simulation cas 2 échangeurs par simulateur HYSYS

Contrairement au premier cas, nous venons de retirer l'un des échangeurs de chaleur et avons constaté les effets au niveau de l'installation et paramètres de fonctionnement.

➤ 3^{eme} cas : 3 échangeurs gaz-gaz

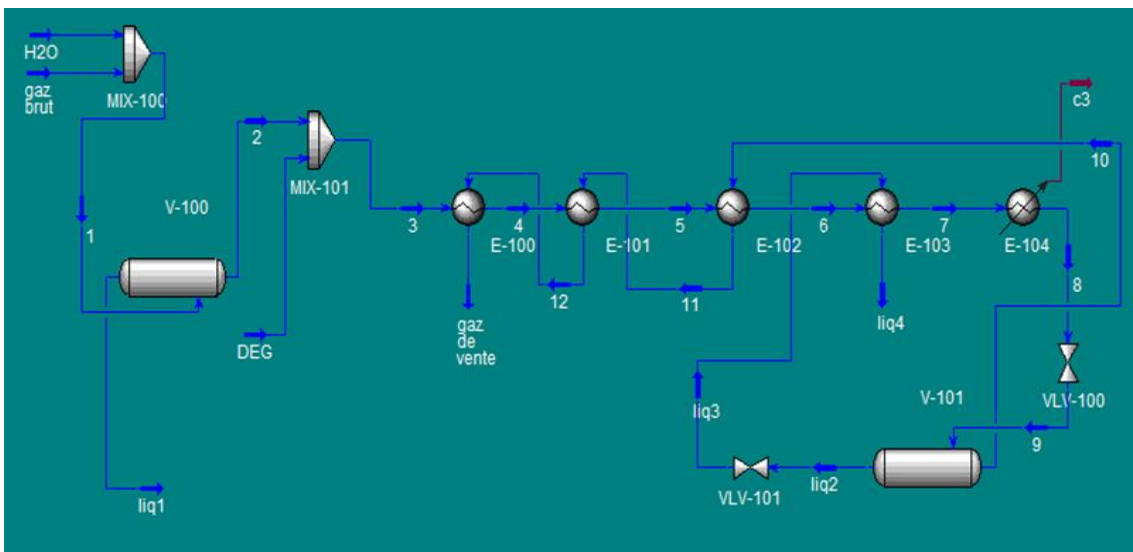


Figure IV.6.Schémasimulationcas3échangeursparsimulateurHYSYS (actuel)

IV.10. Les spécifications de gaz de vente

Tableau IV.8. Les paramètres et la composition de gaz de vente des cas 4, 3 et 2 échangeurs simulés

	Le cas de 4 échangeurs	Le cas de 3 échangeurs	Le cas de 2 échangeurs
Température (°C)	51.06	46.08	53
Pression (kg/cm ²)	68.20	65.80	64.72
PCS (kcal/m ³)	9578.94	9638.75	925389,289
C3+ (%)	3.2026	3.4393	3,114
Point de rosée (°C)	-13.93	-5.182	-18
La teneur en eau (ppm)	4.73	6.45	11.954
Composition			
N2	0.053464	0.053186	0,06052
CO2	0.002152	0.002155	0,00196
CH4	0.837320	0.834598	0,83685
C2H6	0.075034	0.075660	0,06952
C3H8	0.021188	0.021972	0,02108
i-C4H10	0.003215	0.003473	0,00314
n-C4H10	0.004850	0.005374	0,00478
i-C5H12	0.000954	0.001142	0,00075
n-C5H12	0.001087	0.001348	0,00098
C6H14	0.000532	0.000757	0,00035
C7H16	0.000155	0.000248	0,00004
C8H18	0.000039	0.000069	0,00001
C9H20	0.000005	0.000009	0,00001
C10H22	0.000001	0.000001	0,00000
C11H24	0,00000	0,00000	0,00000
C12H26	0,0000	0,00000	0,00000

Par observation des données du tableau, nous pouvons extraire les données suivantes :

- **Pression/Température**

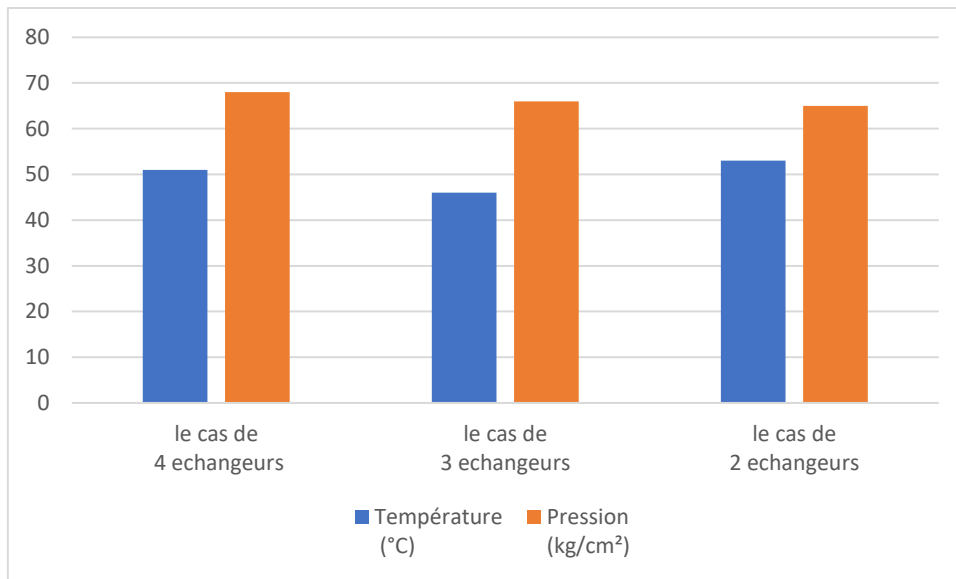


Figure IV.7. Graphes pression/température entre les 3 cas d'études

- **La teneur en eau**

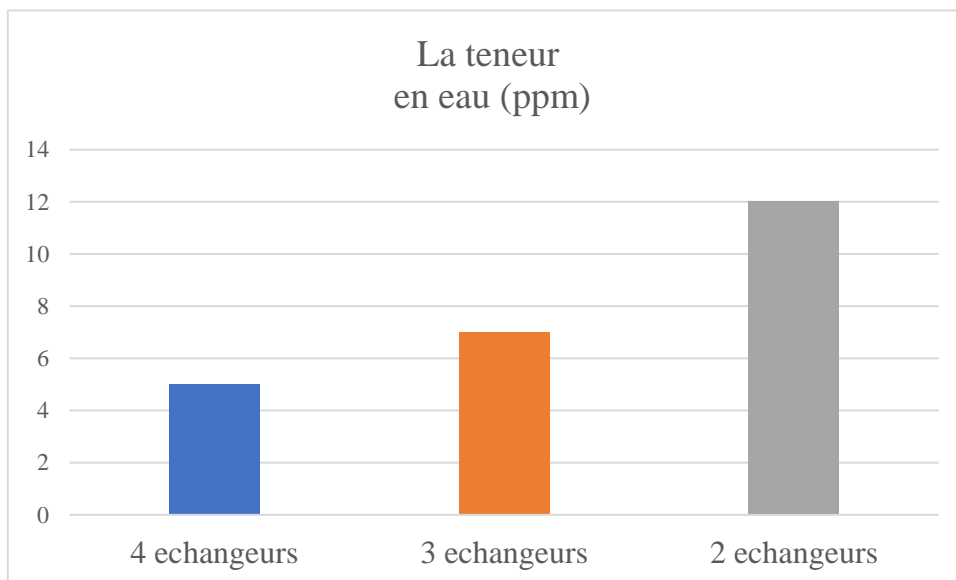


Figure IV.8. La teneur en eau dans les 3 cas d'études

• **Pouvoir calorifique supérieur**

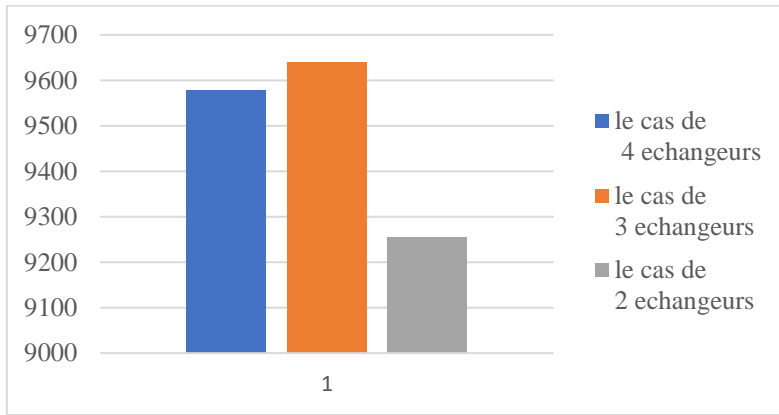


Figure IV.9. Pouvoir calorifique supérieur dans les 3 cas d'études

• **La teneur en C₃⁺**

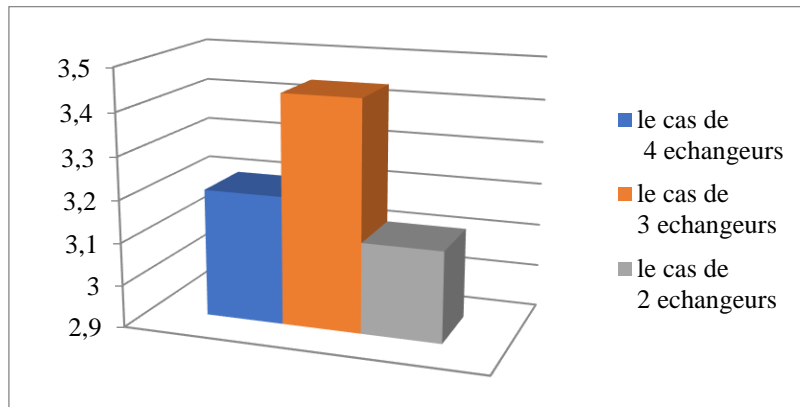


Figure IV.10. La teneur en C₃⁺ dans les 3 cas d'études

• **Point de rosée**

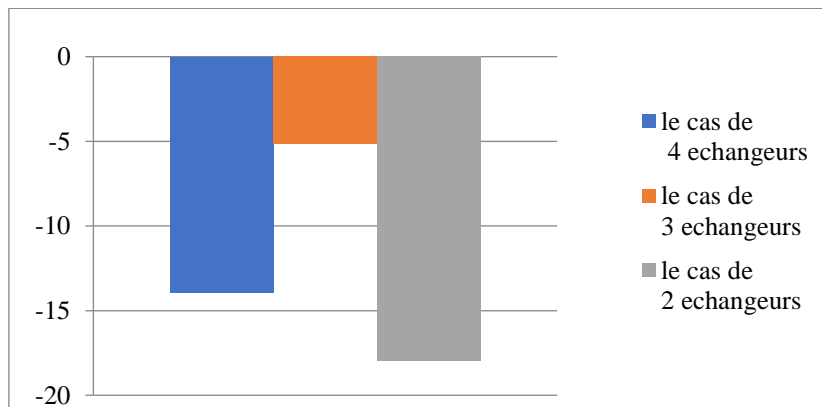


Figure IV.11. Point de rosée dans chaque cas des 3 cas d'études

IV.10.1. Interprétation des résultats

D'après le graphe qui représente les valeurs de la pouvoir calorifique supérieur (PCS) des 3 cas d'études on observe la diminution de pouvoir calorifique supérieur (PCS) dans le cas de 2 échangeurs par rapport aux deux autres cas ainsi que le point de rosée la plus basse en raison

de la récupération élevée du liquide, qui est un facteur d'énergie important, Vient ensuite le cas de 4 échangeurs est enfin le cas de 3 échangeurs. Ms au même temps on observe que la teneur en eau dans le cas 4 échangeurs est inférieur à celui de cas 3 ou 2 échangeurs, donc la bonne récupération d'humidité se fait dans le cas de 4 échangeur suivi de cas de 3 échangeurs est finalement 2 échangeurs.

IV.11. Les spécifications de liquide de la sortie

Tableau IV.9. Les paramètres et la composition de liquide des 3cas étude simulés

	Le cas de 4 échangeurs.	Le cas de 3 échangeurs	Le cas de 2 échangeurs
Pression	25.70	31.80	31.18
Température	-21	-18.62	-2
Débit massique (kg/h)	7883	6507	7068,72
	Composition		
N2	0.009194	0.009528	0,0064005
CO2	0.002226	0.002155	0,0017822
CH4	0.379434	0.376487	0,2295173
C2H6	0.139067	0.129186	0,0803785
C3H8	0.108484	0.097894	0,0697595
i-C4H10	0.033144	0.029937	0,0214495
n-C4H10	0.067539	0.061594	0,0445382
i-C5H12	0.026328	0.024940	0,0142289
n-C5H12	0.038959	0.037693	0,0244083
C6H14	0.047138	0.049657	0,0224841
C7H16	0.032390	0.036702	0,0069047
C8H18	0.019169	0.022795	0,0046618
C9H20	0.004966	0.006063	0,0058522
C10H22	0.001346	0.001665	0,0035382
C11H24	0.001017	0.001268	0,0025482
C12H26	0.000340	0.000425	0,0018773

Par observation des données du tableau, nous pouvons extraire les données suivantes :

- **Pression/Température**

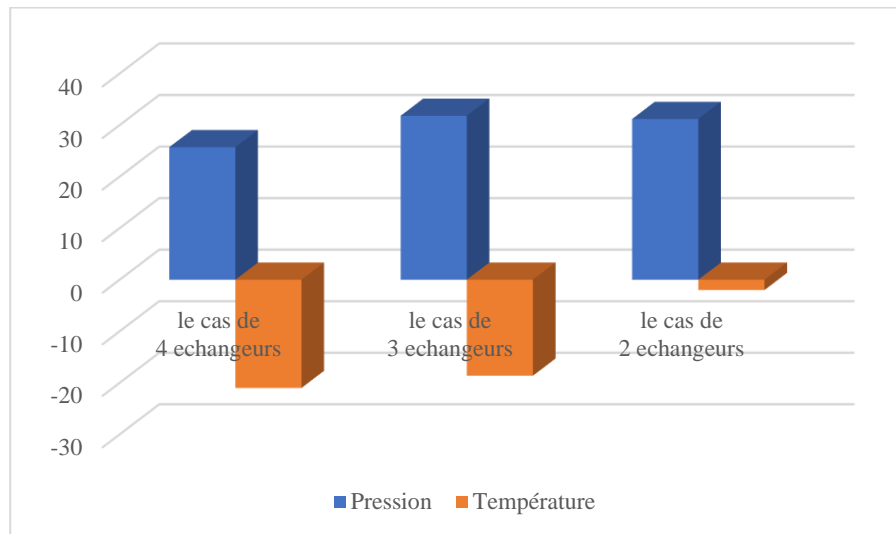


Figure IV.12. Pression/Température des 3 cas

- **Débit massique**

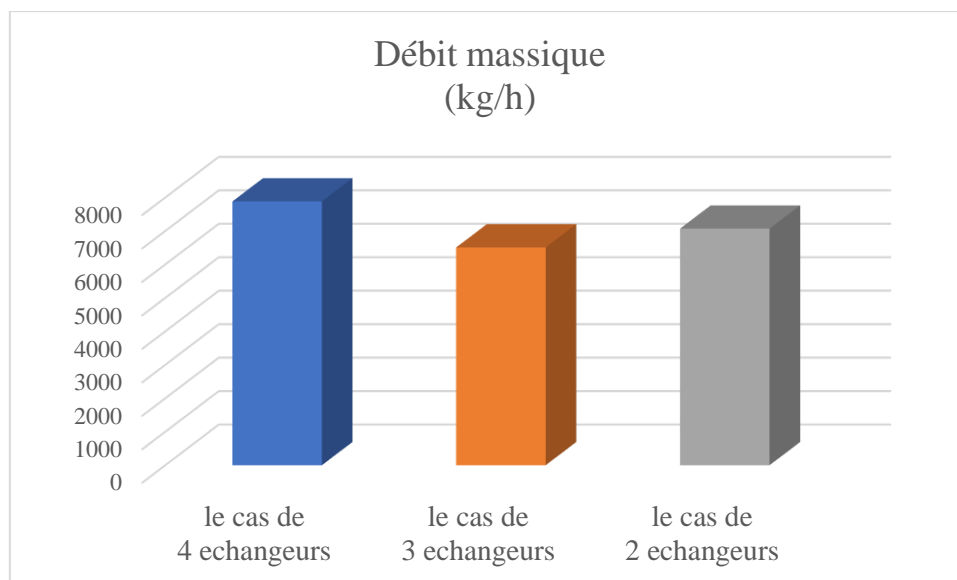


Figure IV.13. Débit massique de liquide dans les 3 cas

IV.11.1. Interprétation des résultats

La récupération du lourd (C_3^+) dans les 4 échangeurs est plus élevée que dans les autres cas, comme l'indique l'augmentation de leurs fractions molaires dans le tableau précédent (le résultat d'ajoute d'un échangeur gaz-gaz à la batterie des échangeurs). On observe aussi l'effet intensif de la température sur les fractions molaire dans le cas de 2 échangeurs (l'augmentation de la température entraîne une diminution des fractions molaire de liquide de sortie), et ce n'est que le résultat de la suppression de l'un des échangeurs de chaleur gaz-gaz.

IV.12. La consommation du propane dans le chiller et la quantité économisée

IV.12.1. Calcul du débit de propane consommé

La loi suivante nous permet de calculer la consommation de propane selon l'énergie fournie par le propane donné au chiller :

$$Q = \frac{Q_{reel}}{PCS}$$

Avec:

Q: débit du propane

PCS=11980 kcal/m³

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.

Tableau IV.10. Les énergies fournies et les débits de propane consommés

	4 échangeurs	3 échangeurs	2 échangeurs
Q fournie (kcal/h)	61280	225700	712094
Q (m ³ /h)	5,11	18,83	59,44

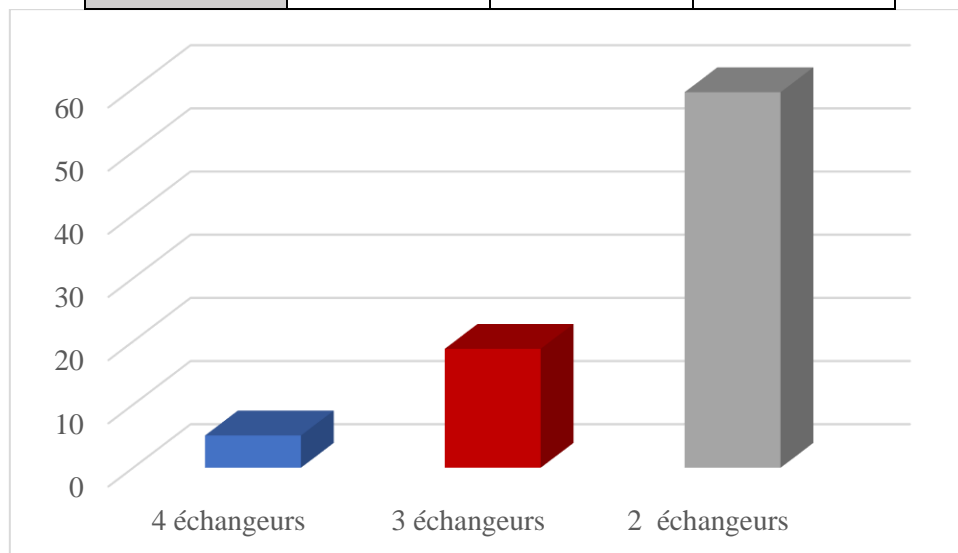


Figure IV.14. Présentation des débits volumique de propane

IV.12.2. Interprétation

On remarque que la quantité d'énergie consommée augmente en retirant l'échangeur de chaleur gaz-gaz et diminue si en ajoute un autre.

IV.12.2.1. Etude économique de la consommation d'énergie

Tableau IV.11. les débits de consommation de propane par heure, jour et année

	4 échangeurs	3 échangeurs	2 échangeurs
Q (m ³ /h)	5,11	18,83	59,44
Q (m ³ /j)	122,4	451,92	1426,56
Q (m ³ /An)	44763,6	164950,8	5206994,4

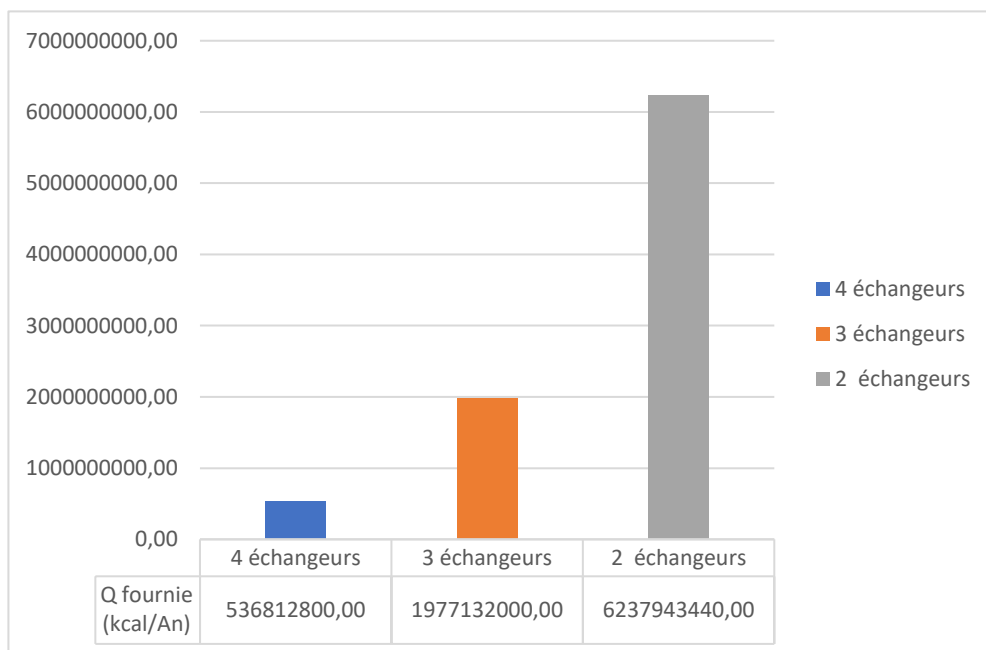


Figure IV.15. Consommation énergétique annuel de propane

Tableau IV.12. Consommation annuel d'énergie en Kcal, MJ et KWh

	4 échangeurs	3 échangeurs	2 échangeurs
Q fournie (kcal/An)	536812800,00	1977132000,00	6237943440,00
Q fournie (MJ/An)	2247527,8	82778561,41	26117021,23
Q fournie (kWh/An)	624313,28	22994044,84	1732734289

IV.12.3. Estimation du coût attendu de chaque cas

Prix de l'unité kWh ça change d'une région à l'autre. En parlant de l'Algérie, son prix est environ 0.07 \$

Ensuite, nous parlerons du prix attendu dans chacun des trois cas :

Prix annuel attendu = $Q_{\text{fournie}} * \text{prix de l'unité kWh}$

Tableau IV.13. Estimation du coût annuel attendu de chaque cas

	4 échangeurs	3 échangeurs	2 échangeurs
Q fournie (kWh/An)	624313,28	22994044,84	1732734289
Prix attendu (\$/An)	43701,9296	1609583,139	12291400.2

IV.12.4. Interprétation des résultats

- D'après les données présentées dans les tableaux (Tableau IV.12 et Tableau IV.11) et de les graphes figure IV.13, nous notons qu'il existe une relation directe entre la quantité d'énergie consommée et la quantité de propane consommée en plus du prix.
- On observe que le cas de 4 échangeurs est le plus économique, elle est la plus faible consommation de propane et d'énergie au contraire de cas de 2 échangeurs qu'elle est la pire des cas.

Discussions des résultats

Sur la base des résultats de la simulation et notre étude qui tournait autour du traitement de trois cas de installations possibles, nous concluons que nous devrions ajouter un échangeur de

chaleur gaz-gaz à la batterie des échangeurs gaz-gaz, et cela est dû au fait qu'il rend l'installation moins énergivore, de haute qualité d'un point de vue économique.

Ms à long terme, nous notons que le coût d'installation, de maintenance et les entretiens périodiques de l'échangeur de chaleur nécessite une contrepartie financière importante.

D'autre part, nous avons constaté que dans le cas de seulement deux échangeurs de chaleur gaz-gaz, le taux de récupération de GPL et condensat est plus élevé qu'autre cas c'est la base de l'étude que nous faisons, mais le désavantage réside dans la consommation élevée d'énergie et de propane.

Dans ce cas-ci, nous pouvons imposer une série de solutions, les plus importantes sont :

- ✓ En peut utiliser le procédé mixte par l'ajoute d'un Turbo-expander pour minimiser la consommation d'énergie au chiller au cas de 2 échangeurs et aussi minimiser la température de sortie de liquide qui provoque la bonne récupération du liquide.
- ✓ Changement de fluide de refroidissement pour le chiller.
- ✓ Changement des propriétés des échangeurs (le nombre de tube , les chicane...).
- ✓ L'ajoute d'une vanne Joule-Thomson pour améliorer la détente de gaz ainsi la récupération des liquide (GPL et condensat).

Conclusion générale

Conclusion générale

En raison des changements continus qui affectent les industries modernes, en particulier l'industrie pétrochimique, il est de notre devoir de reconsidérer les anciens projets et de les reformuler et de les restructurer avec de nouveaux moyens qui nous permettent d'obtenir les meilleurs résultats possibles, ce qui est la base de cette étude, et afin d'augmenter la récupération du GPL et des condensats et de réduire la consommation d'énergie, nous avons tenté d'ajuster les paramètres de fonctionnement de la section HP au niveau du module de traitement des gaz (MPPO) de Hassi-R' mel.

À l'aide de logiciel Hysys, nous avons pu créer un ensemble de cas par simulation que nous pouvons développer pour obtenir un meilleur rendement de récupération et développer un ensemble d'hypothèses qui nous permettent d'améliorer le fonctionnement de la section HP. Nous avons pu créer des modèles de cette section pour rechercher des situations de fonctionnement supplémentaires à partir des données du cas Design et cas actuel.

Enfin, grâce à ces recherches ,à travers lesquelles nous avons étudié trois cas différents d'installation, il s'avère que le meilleur des trois cas est le cas lorsque nous avons retiré l'un des échangeurs de chaleur mais avec un ensemble de réserves et en présence de certaines conditions nécessaires pour assurer l'efficacité de la récupération des produits liquide.

Références

Références

1. **Saeid, MOKHATAB, et al.***Handbook of Liquefied Natural Gas.* 2014
2. *Gaz tarif réglementé. Gaz naturel : les clés pour bien le comprendre .* 2021.
3. **Naima, GUERRIR.***Vérification et Optimisation des débits d'injection du glycol (DEG) dans le gaz d'alimentation en vue d'éviter la formation des hydrates-MPP1-Hassi R'mel.* 2020.
4. *Organisation elengy, Qu'est-ce que le GNL ? .* 2021. .
5. **Bilal, FERKI et BOURAHLA, Mohamed.***Vérification Et Dimensionnement D'Un Echangeur de chaleur A L'aide de CHEMCAD.* 2016/2017
6. **Sarah, BOUKECHA et TEMMAR, Mohamed.***OPTIMISATION ET REDIMENSIONNEMENT D'UN ECHANGEUR TUBULAIRE E102 A~F DANS L'UNITE DE TRAITEMENT DE GAZ.* 2016-2017.
7. **Granjean, BERNARD.***TRANSFERT DE CHALEUR .* 2013.
8. **S.BENSAADAM.T.BOUZIANE, —, TRANSFERT DE CHALEUR**
9. — **Yves JANNOT, —.***transfert thermique.* 2012 .
10. **Mustafa, BORDJANE.***Modes de transfert thermique.* 2017.
11. **MALOUM, Lydia et TIMIZAR, Rima.***CALCUL ET DIMENSIONNEMENT D'UNFOUR de l'installation de HAOUD BERKAOUI.* 2015/2016.
12. **Billal, BALOUL et LAMRI ZEGGAR, Houria.***Optimization des débits d'injection du Glycol dans le gaz d'alimentation en vue d'éviter la formation des hydrates.* 2018.
13. **André, BONTEMPS, et al.***Techniques de l'ingénieur/échangeur de chaleur /description des échangeurs.*
14. **Pierre., — TRAMBOUZE.***Matériels et Équipements.* 1999. .
15. **Fouad, AHMOUDA et MADANI, Houcine.***Modélisation Et Simulation D'une Unité De Décarbonatation Du Gaz Naturel Au Niveau De Complexe D'Adrar.* 2014/2015. pp. 17-18.
16. **Yacine, AOUINET et GHERBI, Nouh.***Optimisation des paramètres de fonctionnement de section HP à l'aide de l'outil HYSYS au niveau de MPP0 à Hassi-R'mel.* 2018. pp. 39-41.

Annexe

Annexe 1

The screenshot shows a software window titled "gaz de vente". On the left is a sidebar with a tree view containing "Worksheet", "Conditions", "Properties", "Composition", "K Value", "User Variables", "Notes", and "Cost Parameters". The "Worksheet" tab is active, displaying a table with the following data:

	Mole Fractions
Nitrogen	0.060615
CO2	0.002015
Methane	0.831202
Ethane	0.070600
Propane	0.022438
i-Butane	0.003754
n-Butane	0.005774
i-Pentane	0.001226
n-Pentane	0.001342
n-Hexane	0.000701
n-Heptane	0.000241
n-Octane	0.000062
n-Nonane	0.000015
n-Decane	0.000003
n-C11	0.000001
n-C12	0.000001

Below the table, the "Total" is displayed as 1.00000. There are three buttons: "Edit...", "Edit Properties...", and "Basis...". At the bottom, there are tabs for "Worksheet", "Attachments", and "Dynamics", and a green "OK" button. Below the window, there are "Delete" and "Define from Other Stream..." buttons with navigation arrows.

Annexe 2

The screenshot shows a software window titled "liq4". On the left is a sidebar with a tree view containing "Worksheet", "Conditions", "Properties", "Composition", "K Value", "User Variables", "Notes", and "Cost Parameters". The "Worksheet" tab is active, displaying a table with the following data:

	Mole Fractions
Nitrogen	0.011095
CO2	0.002021
Methane	0.377593
Ethane	0.119193
Propane	0.097485
i-Butane	0.031240
n-Butane	0.063681
i-Pentane	0.025509
n-Pentane	0.035637
n-Hexane	0.043241
n-Heptane	0.033109
n-Octane	0.018617
n-Nonane	0.009832
n-Decane	0.004412
n-C11	0.002011
n-C12	0.003389

Below the table, the "Total" is displayed as 1.00000. There are three buttons: "Edit...", "Edit Properties...", and "Basis...". At the bottom, there are tabs for "Worksheet", "Attachments", and "Dynamics", and a green "OK" button. Below the window, there are "Delete" and "Define from Other Stream..." buttons with navigation arrows.

Annexe

Annexe 3

The screenshot shows a software window titled 'gaz de vente'. On the left is a sidebar with categories: Worksheet, Conditions, Properties, Composition, K Value, User Variables, Notes, and Cost Parameters. The main area is a table with the following data:

Stream Name	gaz de vente
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature [C]	56.49
Pressure [kg/cm2]	75.98
Molar Flow [kgmole/h]	8590
Mass Flow [kg/h]	1.638e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	481.6
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.328e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	152.1
Heat Flow [kcal/h]	-1.505e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
Fluid Package	Basis-1

At the bottom, there are tabs for 'Worksheet', 'Attachments', and 'Dynamics'. Below the tabs is a green 'OK' button, a 'Delete' button, a 'Define from Other Stream...' button, and left/right navigation arrows.

Annexe 4

The screenshot shows a software window titled 'liq4'. On the left is a sidebar with categories: Worksheet, Conditions, Properties, Composition, K Value, User Variables, Notes, and Cost Parameters. The main area is a table with the following data:

Stream Name	liq4
Vapour / Phase Fraction	0.3608
Temperature [C]	-2.000
Pressure [kg/cm2]	34.50
Molar Flow [kgmole/h]	589.2
Mass Flow [kg/h]	2.639e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	47.67
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.653e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	112.3
Heat Flow [kcal/h]	-2.327e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	47.59
Fluid Package	Basis-1

At the bottom, there are tabs for 'Worksheet', 'Attachments', and 'Dynamics'. Below the tabs is a green 'OK' button, a 'Delete' button, a 'Define from Other Stream...' button, and left/right navigation arrows.

Annexe

Annexe 5

The screenshot shows a software window titled "gaz de vente" with a sidebar on the left containing menu items: Worksheet, Conditions, Properties, Composition, K Value, User Variables, Notes, and Cost Parameters. The main area displays a table of stream properties:

Property	Value
Stream Name	gaz de vente
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature [C]	46.08
Pressure [kg/cm2]	65.80
Molar Flow [kgmole/h]	6035
Mass Flow [kg/h]	1.147e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	339.9
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.421e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	152.4
Heat Flow [kcal/h]	-1.070e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
Fluid Package	Basis-1

At the bottom of the window, there are tabs for "Worksheet", "Attachments", and "Dynamics". Below the tabs is a green "OK" button, a "Delete" button, a "Define from Other Stream..." button, and left/right navigation arrows.

Annexe 6

The screenshot shows a software window titled "gaz de vente" with a sidebar on the left containing menu items: Worksheet, Conditions, Properties, Composition, K Value, User Variables, Notes, and Cost Parameters. The main area displays a table of mole fractions for various hydrocarbons:

Component	Mole Fractions
Nitrogen	0.053186
CO2	0.002155
Methane	0.834598
Ethane	0.075660
Propane	0.021972
i-Butane	0.003473
n-Butane	0.005374
i-Pentane	0.001142
n-Pentane	0.001348
n-Hexane	0.000757
n-Heptane	0.000248
n-Octane	0.000069
n-Nonane	0.000009
n-Decane	0.000001
n-C11	0.000000
n-C12	0.000000

Below the table, there is a "Total" field with the value "1.00000". Underneath are three buttons: "Edit...", "Edit Properties...", and "Basis...". At the bottom of the window, there are tabs for "Worksheet", "Attachments", and "Dynamics". Below the tabs is a green "OK" button, a "Delete" button, a "Define from Other Stream..." button, and left/right navigation arrows.

Annexe 7

The screenshot shows a software window titled "gaz de vente" with a table of properties and a control panel. The table lists various thermodynamic and physical properties with their corresponding values. Below the table is a "Property Correlation Controls" section with several icons for adjusting the data. At the bottom, there are buttons for "Delete", "Define from Other Stream...", and "OK".

Property	Value
Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2.069
Cv [kJ/kgmole-C]	32.22
Mass Cv [kJ/kg-C]	1.695
Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	25.56
Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	1.344
Cp/Cv (Ent. Method)	1.864
Reid VP at 37.8 C [kg/cm2]	<empty>
True VP at 37.8 C [kg/cm2]	<empty>
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	0.0000
Higher Heating Value[Gas] [MJ/m3]	40.29
Water Content In Mg/m3[Gas]	5.182
HC Dew Point[Gas] [C]	-5.298

Property Correlation Controls:
Icons:

Preference Option: **Active**

Buttons: **Worksheet** | Attachments | Dynamics | **OK** | Delete | Define from Other Stream... |

Annexe 8

Worksheet

	Mole Fractions
Nitrogen	0.053464
CO2	0.002152
Methane	0.837320
Ethane	0.075034
Propane	0.021188
i-Butane	0.003215
n-Butane	0.004850
i-Pentane	0.000954
n-Pentane	0.001087
n-Hexane	0.000532
n-Heptane	0.000155
n-Octane	0.000039
n-Nonane	0.000005
n-Decane	0.000001
n-C11	0.000000
n-C12	0.000000

Total 1.00000

Edit... Edit Properties... Basis...

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

Annexe

Annexe 9

The screenshot shows a software window titled "gaz de vente" with a standard Windows-style title bar (minimize, maximize, close buttons). On the left is a vertical sidebar with a tree view containing the following items: "Worksheet" (selected), "Conditions", "Properties", "Composition", "K Value", "User Variables", "Notes", and "Cost Parameters". The main area of the window displays a table of stream properties for "gaz de vente".

Stream Name	gaz de vente
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature [C]	51.06
Pressure [kg/cm2]	68.20
Molar Flow [kgmole/h]	5998
Mass Flow [kg/h]	1.134e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	336.9
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.385e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	152.7
Heat Flow [kcal/h]	-1.059e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
Fluid Package	Basis-1

At the bottom of the window, there are three tabs: "Worksheet" (selected), "Attachments", and "Dynamics". Below the tabs is a green bar with the text "OK". At the very bottom, there are three buttons: "Delete" (with a dashed border), "Define from Other Stream..." (with a light gray background), and two arrow buttons (left and right).

Annexe

Annexe 10

The screenshot shows a software window titled "gaz de vente" with a standard Windows-style title bar. The main content area is divided into a left sidebar and a right table. The sidebar lists categories: Worksheet, Conditions, Properties, Composition, K Value, User Variables, Notes, and Cost Parameters. The table displays various thermodynamic properties and their values. Below the table is a "Property Correlation Controls" section with several icons for manipulation. At the bottom, there are tabs for "Worksheet", "Attachments", and "Dynamics", a green "OK" button, and a "Delete" button with a "Define from Other Stream..." button and navigation arrows.

Property	Value
Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2.073
Cv [kJ/kgmole-C]	32.29
Mass Cv [kJ/kg-C]	1.708
Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	32.29
Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	1.709
Cp/Cv (Ent. Method)	1.471
Reid VP at 37.8 C [kg/cm2]	<empty>
True VP at 37.8 C [kg/cm2]	<empty>
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	0.0000
Higher Heating Value[Gas] [MJ/m3]	40.04
Water Content In Mg/m3[Gas]	3.803
HC Dew Point[Gas] [C]	-13.93

Property Correlation Controls:

Preference Option: Active

Buttons: Worksheet, Attachments, Dynamics, OK, Delete, Define from Other Stream...

Annexe

Annexe 11

The screenshot shows a software window titled "liq4" with a sidebar on the left and a main table area. The sidebar has a "Worksheet" tab selected, with other options like "Conditions", "Properties", "Composition", "K Value", "User Variables", "Notes", and "Cost Parameters". The main table displays the following data:

	Mole Fractions
Nitrogen	0.009528
CO2	0.002155
Methane	0.376487
Ethane	0.129186
Propane	0.097894
i-Butane	0.029937
n-Butane	0.061594
i-Pentane	0.024940
n-Pentane	0.037693
n-Hexane	0.049657
n-Heptane	0.036702
n-Octane	0.022795
n-Nonane	0.006063
n-Decane	0.001665
n-C11	0.001268
n-C12	0.000425

Below the table, the "Total" is displayed as 1.00000. There are three buttons: "Edit...", "Edit Properties...", and "Basis...". At the bottom of the window, there are tabs for "Worksheet", "Attachments", and "Dynamics". A green bar with "OK" is visible, along with a "Delete" button and a "Define from Other Stream..." button with left and right arrow icons.

Annexe

Annexe 12

The screenshot shows a software window titled "liq4" with a sidebar on the left and a main data table. The sidebar contains the following categories: Worksheet, Conditions, Properties, Composition, K Value, User Variables, Notes, and Cost Parameters. The main table displays the following data:

Property	Value
Stream Name	liq4
Vapour / Phase Fraction	0.3192
Temperature [C]	-18.62
Pressure [kg/cm2]	31.80
Molar Flow [kgmole/h]	143.9
Mass Flow [kg/h]	6507
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	11.77
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.674e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	103.9
Heat Flow [kcal/h]	-5.756e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	11.74
Fluid Package	Basis-1

At the bottom of the window, there are three buttons: "Delete", "Define from Other Stream...", and "OK".

Annexe 13

liq4

	Mole Fractions
Nitrogen	0.009194
CO2	0.002226
Methane	0.379434
Ethane	0.139067
Propane	0.108484
i-Butane	0.033144
n-Butane	0.067539
i-Pentane	0.026328
n-Pentane	0.038959
n-Hexane	0.047138
n-Heptane	0.032390
n-Octane	0.019169
n-Nonane	0.004966
n-Decane	0.001346
n-C11	0.001017
n-C12	0.000340

Total: 1.00000

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

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

Annexe 14

liq4

Stream Name	liq4
Vapour / Phase Fraction	0.3532
Temperature [C]	-21.00
Pressure [kg/cm2]	25.70
Molar Flow [kgmole/h]	180.7
Mass Flow [kg/h]	7883
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	14.71
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.568e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	106.6
Heat Flow [kcal/h]	-6.770e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	14.87
Fluid Package	Basis-1

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

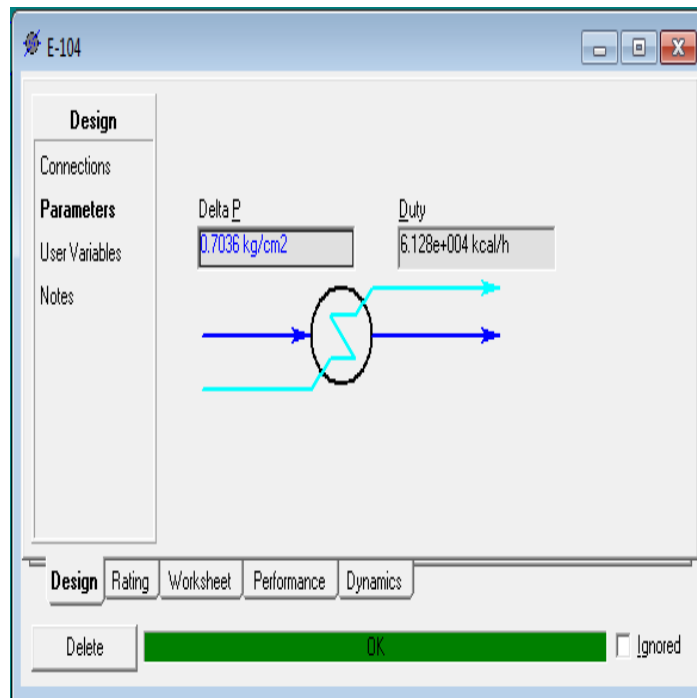
Annexe 15

The screenshot shows a software window titled "E-104" with a standard Windows-style title bar (minimize, maximize, close buttons). The window is divided into several sections:

- Design**: A sidebar on the left with a tree view containing "Connections", "Parameters", "User Variables", and "Notes".
- Parameters**: Two input fields are visible:
 - Delta P**: 0.7036 kg/cm^2
 - Duty**: $2.257\text{e}+005 \text{ kcal/h}$
- Schematic Diagram**: A central diagram showing a circular component with a zigzag line inside. It has two blue arrows entering from the left and two blue arrows exiting to the right. Two cyan lines connect the input fields to the component.
- Navigation**: A row of tabs at the bottom: "Design" (selected), "Rating", "Worksheet", "Performance", and "Dynamics".
- Buttons**: A "Delete" button on the left and a green "OK" button in the center.
- Checkbox**: An "Ignored" checkbox on the right.

Annexe

Annexe 16



Annexe 17

Material Stream: GAZ DE VENTE

Worksheet Attachments Dynamics

	Mole Fractions	Vapour Phase
Nitrogen	0,0605	0,0605
CO2	0,0020	0,0020
Methane	0,8368	0,8368
Ethane	0,0695	0,0695
Propane	0,0211	0,0211
i-Butane	0,0031	0,0031
n-Butane	0,0048	0,0048
i-Pentane	0,0008	0,0008
n-Pentane	0,0010	0,0010
n-C12	0,0000	0,0000
n-C11	0,0000	0,0000
n-Decane	0,0000	0,0000
n-Nonane	0,0000	0,0000
n-Octane	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0004	0,0004
H2O	0,0000	0,0000
DEGlycol	0,0000	0,0000

Total: 1,00000

Edit... View Properties... Basis...

Delete Define from Stream... View Assay

Annexe

Annexe 18

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]	53,00	53,00
Composition	Pressure [kPa]	6472	6472
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	8543	8543
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1,610e+005	1,610e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	476,9	476,9
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,299e+004	-7,299e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	153,1	153,1
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-6,235e+008	-6,235e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2,014e+005	2,014e+005
Emissions			

Annexe 19

Material Stream: GAZ DE VENTE

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	GAZ DE VENTE	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	18,85	18,85
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	2,680	2,680
Composition	Mass Density [kg/m3]	50,53	50,53
Oil & Gas Feed	Act. Volume Flow [m3/h]	3187	3187
Petroleum Assay	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-3872	-3872
K Value	Mass Entropy [kJ/kg-C]	8,120	8,120
User Variables	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	46,76	46,76
Notes	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,481	2,481
Cost Parameters	LHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	8,426e+005	8,426e+005
Normalized Yields	HHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	9,254e+005	9,254e+005
Emissions	HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	4,909e+004	4,909e+004
	CO2 Loading	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>
	LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	4,470e+004	4,470e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	1,000	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	1,000	1,000
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1,000	1,000
	Mass Exergy [kJ/kg]	528,5	<empty>
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	12,69	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	3187	3187
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	17,92	17,92
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	46,76	46,76
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	2,020e+005	2,020e+005
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	337,7	337,7
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	0,8905	0,8905
	Watson K	17,76	17,76

Property Correlation Controls

Preference Option: Show

Annexe

Annexe 20

Material Stream: liquide

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	liquide	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,4180	0,4180	0,1220
Properties	Temperature [C]	-2,822	-2,822	-2,822
Composition	Pressure [kPa]	311,8	311,8	311,8
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1047	437,7	127,8
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	7,069e+004	1,225e+004	9937
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	89,37	30,38	15,64
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,404e+005	-8,920e+004	-1,887e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	87,39	174,2	89,10
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-3,564e+008	-3,905e+007	-2,412e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	84,84	1,028e+004	15,37
Emissions	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

OK

Annexe 21

Annexe

Material Stream: liquide

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet

- Conditions
- Properties
- Composition
- Oil & Gas Feed
- Petroleum Assay
- K Value
- User Variables
- Notes
- Cost Parameters
- Normalized Yields
- Emissions

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Nitrogen	0,0064	0,0153	0,0
CO2	0,0018	0,0040	0,0
Methane	0,2295	0,5453	0,0
Ethane	0,0804	0,1838	0,0
Propane	0,0698	0,1384	0,0
i-Butane	0,0214	0,0320	0,0
n-Butane	0,0445	0,0558	0,1
i-Pentane	0,0142	0,0094	0,0
n-Pentane	0,0244	0,0123	0,1
n-C12	0,0019	0,0000	0,0
n-C11	0,0025	0,0000	0,0
n-Decane	0,0035	0,0000	0,0
n-Nonane	0,0059	0,0000	0,0
n-Octane	0,0047	0,0001	0,0
n-Heptane	0,0069	0,0003	0,0
n-Hexane	0,0225	0,0034	0,1
H2O	0,0280	0,0000	0,0
DEGlycol	0,4316	0,0000	0,0

Total

Edit... View Properties... Basis...

OK

Annexe

Annexe 22

Worksheet	Stream Name	liquide	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Molecular Weight	67,50	27,98	77,75
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	0,3347	0,1425	8,540
Composition	Mass Density [kg/m3]	22,59	3,988	664,0
Oil & Gas Feed	Act. Volume Flow [m3/h]	3129	3071	14,96
Petroleum Assay	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-5043	-3188	-2428
K Value	Mass Entropy [kJ/kg-C]	1,295	6,228	1,146
User Variables	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	147,9	50,17	161,0
Notes	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,191	1,793	2,071
Cost Parameters	LHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	1,904e+006	1,302e+006	3,517e+006
Normalized Yields	HHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	2,073e+006	1,417e+006	3,780e+006
Emissions	HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	3,072e+004	5,063e+004	4,862e+004
	CO2 Loading	<empty>	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]	<empty>	<empty>	2,187e-003
	CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>	3,293e-006
	LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	2,821e+004	4,654e+004	4,524e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	0,3399	0,3399	0,1750
	Phase Fraction [Mass Basis]	0,1733	0,1733	0,1406
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0,9815	0,9815	4,783e-003
	Mass Exergy [kJ/kg]	8,131	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	1,261	<empty>	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	3071	3071	<empty>
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	11,72	14,41	8,173
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	147,9	50,17	161,0
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	2,476e+004	1,035e+004	3022
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	791,0	403,1	635,4
	Act. Liq. Flow [m3/s]	1,608e-002	<empty>	4,157e-003
	Z Factor	<empty>	0,9731	1,624e-002

Property Correlation Controls: Preference Option: Active

Annexe 23

Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>	<empty>
Cp/(Cp - R)	1,060	1,199	1,054
Cp/Cv	1,027	1,224	1,054
Ideal Gas Cp/Cv	1,106	1,203	1,075
Ideal Gas Cp [kJ/kgmole-C]	86,63	49,22	118,9
Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	1,283	1,759	1,529
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	8,579e+004	<empty>	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]	<empty>	2,390	0,5524
Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	833,2	1,192	646,6
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	84,84	1,028e+004	15,37
Liquid Fraction	0,5820	0,0000	1,000
Molar Volume [m3/kgmole]	2,988	7,015	0,1171
Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	1271	<empty>	<empty>
Phase Fraction [Molar Basis]	0,4180	0,4180	0,1220
Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>	17,63
Thermal Conductivity [W/m-K]	<empty>	2,253e-002	0,1139
Bubble Point Pressure [kPa]	5000	<empty>	<empty>
Viscosity [cP]	<empty>	9,531e-003	0,3668
Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	139,6	41,86	152,7
Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,067	1,496	1,964
Cv [kJ/kgmole-C]	144,0	41,01	152,7
Mass Cv [kJ/kg-C]	2,133	1,466	1,964
Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>	<empty>
Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>	<empty>
Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>	<empty>
Reid VP at 37.8 C [kPa]	2858	<empty>	347,4
True VP at 37.8 C [kPa]	6956	<empty>	595,5
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	1,029e+004	1,028e+004	15,37
Viscosity Index	20,22	<empty>	<empty>

Property Correlation Controls: Preference Option: Active

Annexe 24

Cooler: E-107

Design Rating Worksheet Performance Dynamics


Design

Connections
Parameters
User Variables
Notes

Delta P
0,7000 kPa

Delta T
-9,000 C

Duty
7,121e+006 kJ/h



Delete OK Ignored

The image shows a software interface for a cooler component. It features a sidebar with 'Design' selected, and a main area displaying three parameters: Delta P (0,7000 kPa), Delta T (-9,000 C), and Duty (7,121e+006 kJ/h). Below the parameters is a schematic diagram of a cooler, represented by a circle with a zigzag line inside and four arrows indicating flow directions. At the bottom, there are buttons for 'Delete', 'OK', and 'Ignored'.

Annexe 25

