

Université KASDI-MERBAH Ouargla

Faculté des sciences appliquées

Département de Génie des Procédés



Mémoire

Présenté pour l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologies.

Filière : Génie des Procédés.

Spécialité : Génie de Raffinage.

Présenté par :

MEZABIA Abdenacer

ROUABEH Oussama

Thème :

**Optimisation des paramètres de fonctionnement
de la section refroidissement à l'aide de l'outil
HYSYS au niveau de l'UTG Guellala**

Soutenu publiquement le :

Devant le jury composé de :

Mr.	MAA	Président	UKM Ouargla.
Mr.	Pr	Examineur	UKM Ouargla.
Mr .Benarima Zine Elabidine	MCA	Rapporteur	U Ghardaïa

Année universitaire : 2019/2020

Remerciement

En ces temps difficiles auxquels notre pays est confronté, en raison de la pandémie coronavirus (covid-19), je tiens à exprimer toute ma reconnaissance et mes remerciements les plus sincères à tous les secteurs pour le travail accompli dans un contexte difficile, et Nous demandant à Allah tout-puissant à l'élever cette pandémie.

Nous tenons à remercier ALLAH, le miséricordieux de nous avoir donné la santé, la volonté, le courage et la détermination qui nous ont accompagnés tout au long de préparation et l'élaboration de ce travail en qui nous permis d'achever ce modeste travail.

Nous tenons d'abord remercier infiniment

Dr. BENARIMA Zine elabidine pour son encadrement et ses constantes orientations de notre travail, ainsi que pour ses conseils, sa disponibilité et son extrême amabilité malgré la pandémie coronavirus (covid-19).

Nous remercions également tous ceux qui travaillent dans l'UTG guellala,

Qui nous a donné de l'aide surtout Mr. MAGROUD.A et Mr.TALBI.H et M^{elle}.HARCHOUCHE.W

Un grand merci au membre de jury

Remerciement

_____ et _____

*Pour l'acceptation de juger notre travail. Avec nous
meilleurs respect*

*Nous adressons également nos remerciements aux
enseignants qui
ont contribué de près ou de loin à notre formation durant
tout le cursus
universitaire.*

*Enfin, merci à tous qui ont contribué de près ou de loin à
l'élaboration de
ce présent travail
Merci à tous*

Dédicace

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à:

*Mes chers parents qui m'ont soutenu pour réussir à mes
étude*

Ma très chère femme

Mes très chers enfants

Mes très chers frères

Mes très chères sœurs.

Toute ma grande famille.

Mes amis depuis l'enfance.

Le meilleur ami M.ROUABEH Oussama.

Mes amis qui ont m'accompagner dans cette étape

Universitaire.

Toute la promotion de génie de raffinage.

*Ceux qui me connaissent de près ou de loin sans cité leurs
noms.*

MEZABIA Abdenacer

Dédicaces

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à :

*Mes chers parents à ma mère et mon père ALLAH
Yarhmou qui m'ont soutenu pour réussir à mes études.*

Mes très chers frères.

Mes très chères sœurs.

Toute ma grande famille.

Mes amis depuis l'enfance.

Le meilleur ami Mr MEZABIA Abdenacer .

Mes amis qui ont m'accompagner dans cette étape

Universitaire.

Toute la promotion de génie de raffinage.

*Ceux qui me connaissent de près ou de loin sans cité leurs
noms.*

ROUABEH Oussama

Liste des figures

Liste des figures

Figure (I.1) : Représentation des molécules butane et propane.....	(7)
Figure (II.1): Organigramme des champs de la région de HAOUD BERKAOUI.....	(12)
Figure (II.2): Centre de Guellala.....	(12)
Figure (II.3) : Schéma de Section de Boosting	(13)
Figure (II.4): Schéma de section stabilisation et déshydratation	(15)
Figure (II.5) : Schéma des section réfrigération et fractionnement	(17)
Figure (II.6) : Schéma de compression gaz lift et gaz vent	(18)
Figure (III.1) : Différents modes de transfert de chaleur.....	(19)
Figure (III.2) : Conduction de chaleur à travers une paroi.....	(20)
Figure (III.3) : Phénomène de convection thermique	(21)
Figure (III.4) : Phénomène rayonnement thermique.....	(22)
Figure (III.5) : Echangeur double tube.....	(23)
Figure (III.6) : Echangeur tubulaire a faisceau et calandre.....	(23)
Figure (III.7) : Echangeur de chaleur en serpent.....	(24)
Figure (III.8) : Echangeur de chaleur a joint étanche et a plaques soudées.....	(24)
Figure (III.9) : Echangeur de chaleur à surface augmentée	(25)
Figure (III.10) : Transfert de chaleur par contact indirect.....	(26)
Figure (III.11) : Circulation à contre-courant.....	(26)
Figure (III.12) : Circulation à co-courant.....	(27)
Figure (III.13) : Circulation courant croisée.....	(27)
Figure (III.14) : 1 passe cote tube, 1 passe cote calandre /4 passes coté tube, 1 passe cote calandre	(27)
Figure (IV.1) : Echangeur à plaque E601.....	(33)
Figure (IV.2) : Echangeur à plaque E601 et deux ballons de propane V601 et V602.....	(34)
Figure (IV.3) : 2 Echangeur faisceau à double calandre.....	(35)
Figure (IV.4) : Schéma de simulation cas design.....	(36)
Figure (IV.5) : Schéma simulation cas optimisé.....	(38)

Liste des tableaux

Tableau (I.1) : Les spécifications d'un gaz commercial	(7)
Tableau (I.1) : Caractéristique Butane et Propane.....	(8)
Tableau (II.1) : Caractéristiques pétro-physiques des Champs de HBK.....	(11)
Tableau (IV.1) : les paramètre de cas design et en cas design simulé	(37)
Tableau (IV.2) : les paramètre de cas design simulé et cas optimisé.....	(39)
Tableau (IV.3) : composition de gaz d'alimentation et la charge froide.....	(40)
Tableau (IV.4) : Les propriétés thermo physique de gaz d'alimentation et la charge froide.....	(40)
Tableau (IV.5) : Les paramètres de fonctionnement de 1ere calandre de l'échangeur E602.....	(41)
Tableau(IV.6) : compositions de propane et de gaz de refoulement de 2 ^{eme} calandre.....	(43)
Tableau (IV.7) : Les propriétés thermo physique de propane et de gaz de refoulement de 2 ^{eme} calandre.....	(43)
Tableau (IV.8) : Les paramètres de fonctionnement de la 2 ^{eme} calandre de l'échangeur.....	(43)
Tableau (IV.9) : composition de propane(V501) et gaz de procédé.....	(46)
Tableau (IV.10) : Propriété thermo-physiques de Gaz alimentation et propane	(46)
Tableau (IV.11) : les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E603.....	(47)
Tableau (IV.12) : composition de gaz de procédé et charge froide Propane (V502)	(49)
Tableau (IV.13) : Propriété thermo-physiques de Gaz alimentation et propane.....	(49)
Tableau (IV.14) : les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E603.....	(50)
Tableau (IV.15) : Résultats pour les deux échangeurs E602 et E603	(52)

Abréviations

GPL : gaz pétrolier liquéfié.

E601 : échangeur a plaque.

CFP : compagnie française de Pétrole.

DRT : dràa tamra.

HBK : Haoud Berkaoui.

BKH : Benkahla.

GLA : Guellala.

G-Ne : Guellala nord-est.

UTG : Unité de Traitement du Gaz.

HP : Haute Pression.

MP : Moyenne pression.

BP : Basse Pression.

DAT : Division Approvisionnement et Transport.

NUT : Méthode du nombre d'unité de transfert.

Δ TML : Méthode de la différence moyenne logarithmique.

Nomenclatures

Nomenclatures

Q	Quantité de chaleur transmise	cal /h
λ	Conductivité thermique	cal/m.h. °C
dt/dx	Gradient de température	
ΔT	Différence de température entre le fluide et la paroi	°C
T	Température de corps	K
M_i	La masse molaire du composant dans le mélange gazeux	Kg/k mole
Y_i	Fraction molaire du composant dans le mélange gazeux	
R	Constante des gaz $R= 8,3143$	KJ / Kmole °K
Z	le facteur de compressibilité	
ρ	La masse volumique du mélange	Kg/m³
P	la pression	Bar
V	le volume	m³
M/ m	Les débits massiques horaires des fluides	(kg/ h)
C_p	La chaleur spécifique des deux fluides	kcal/ kg °C
A	La surface totale d'échange offerte par l'appareil	m²
U	Le coefficient de transfert de chaleur global	Kcal/h.m².°C
a	surface d'échange d'un tube	m²
d_{ext}	diamètre extérieur du tube	m
L	la longueur du tube	m
n_c	nombre de passe coté calandre	
N_t	Nombres de tubes	
d_i	Diamètre intérieur des tubes	m
n_p	Nombre de passes coté tube.	
D_C	diamètre de la calandre	m
F	Facteur correctif de DTLM.	
U_p, U_s	Coefficient globale de transfert propre, sale	Kcal/h.m².°C

Résumé

Résumé :

Résumé :

Le gaz associé est l'une des ressources énergétiques les plus importantes au monde, nous avons mené une étude sur on a fait une étude sur la section de refroidissement dans UTG guellala nous avons proposé d'installation de deux échangeurs faisceaux-calendre en stand-by de l'échangeur à plaque . Cette étude utilisait de le logiciels de simulation HYSYS et des calculs de conception utilisant le modèle KERN. Cette étude a donné des bonne résultats pour la séparation des gaz et les propriétés physio-chimiques du produit fine.

Mots Clés :

Gaz, Guellala , simulation ASPEN HYSYS , échangeur de chaleur , le modèle KERN

Abstract :

Associated gas is one of the most important energy resources in the world, we have carried out a study on the cooling section in UTG guellala we have proposed to install two beam-calender exchangers on stand- by of the plate heat exchanger. This study used HYSYS simulation software and design calculations using the KERN model. This study gave good results for gas separation and the physio-chemical properties of the fine product.

Keys Words: gaz , Guellala , ASPEN HYSYS simulation , le model KERN

ملخص

يعتبر الغاز المصاحب للبترول من أهم موارد الطاقة في العالم وبالتالي لأهميته أجرينا دراسة حول قسم التبريد في وحدة الإنتاج قلالة . في هذه الدراسة اقترحنا اضافة اثنين من المبادلات الحرارية . وكانت هذه الدراسة باستعمال برنامج المحاكاة هايبيس و اجراء حسابات التصميم باستعمال نموذج كيرن . واعطت هذه الدراسة نتائج جيدة وملائمة في عمليات فصل الغاز . وخصائص الفيزيوكيميائية للمنتوج النهائي .

الكلمات مفتاحية

غاز . قلالة . برنامج المحاكاة هايبيس . مبادل حراري اضافة المبادل الحراري . نموذج كيرن

Sommaire

Sommaire

Introduction général	1
CHAPITRE I Génialités sur le gaz naturel et les produits finis	
I.1 Définition de gaz naturel	3
I.2 Caractéristiques de gaz naturel	3
I.2.1 Densité et masse volumique.....	3
I.2.2 Pouvoir calorifique supérieur et inférieur	4
I.2.3 La composition chimique.....	4
I.2.4 Facteur de compressibilité.....	4
I. 3 Les types des gaz naturels	5
I.3.1 Les gaz conventionnels	5
I.3.1.1 Le gaz associé.....	5
I.3.1.2 Gaz sec "non associé"	5
I.3.1.3 Le gaz humide.....	5
I.3.1.4 Le gaz à condensat.....	5
I.3.2 Les gaz non conventionnels	5
I. 4 Les avantages spécifiques de gaz associé	6
I.4.2 Économique.....	6
I.4.2 Environnement	6
I.4.3 Transport.....	6
I.4.4 Multi-utilisations.....	6
I.4.5 Disponible.....	6
I.5 Les produits finis	7
I.5.1 Le gaz sec.....	7
I.5.2 GPL.....	7
I.5.3 Condensat.....	8
I.5.3.1 Propriétés du condensat.....	8
CHPITRE II Présentation de la région HBK	
II.1 Introduction	9
II.2 Historique de SOANATRACH	9
II.3 Description du champ de HAUD BERKAOUI	9

Sommaire

II.4 Situation géographique	10
II.5 Production de la région	11
II.6 Protection de l'environnement	11
II.7 Champ de GAL	12
II.8 Description de l'usine de Guellala	13
II.8.1 Section de boosting.....	13
II.8.2 Section de stabilisation.....	14
II.8.3 Section de déshydratation.....	14
II.8.4 Section de fractionnement.....	16
II.8.4.1 Dééthaniseur.....	16
II.8.4.2 Débuthaniseur	16
II.8.5 Section de réfrigération.....	17
II.8.6 Section de compression de gaz de vent.....	18
II.8.7 Section de gaz lift	18

CHPITRE III Phénomènes de transfert de chaleur

III.1 Introduction	19
III.2 Différents modes de transfert de chaleur	19
III.2.1 Transfert par conduction.....	19
III.2.2 Transfert par convection	20
III.2.3 Transfert par rayonnement	21
III.3 Les échangeurs de chaleur	22
III.3.1 Selon la conservation.....	23
III.3.1.1 Tubulaire.....	23
III.3.1.1.1 Échangeur double tub (double pipe).....	23
III.3.1.1.2 Échangeur tube à faisceau et calandre	23
III.3.1.1.3 Échangeur tube à serpentin et tubes.....	24
III.3.1.2 Échangeur de chaleur à plaque.....	24
III.3.1.2 Échangeur de chaleur à surface augmentée.....	25
III.3.2 Selon le processus de transfert	25
III.3.2.1 Contact indirect.....	25
III.3.2.2 Contact direct.....	26
III.3.3 Selon le type de courant de circulation.....	26
III.3.3.1 Contre –courant.....	26
III.3.3.2 Co-courant.....	27

Sommaire

III.3.3.3 Contre –croisé.....	27
III.3.4 Selon le nombre de passe.....	27
III.3.5 Selon la phase de fluide.....	28
III.3.5.1 L'échangeur gaz-fluide.....	28
III.3.5.2 L'échangeur liquide-liquide.....	28
III.3.5.3 L'échangeur gaz-gaz.....	28
III.3.6 Selon le mécanisme.....	28
III.3.6.1 Fonction de réfrigération.....	28
III.3.6.2 Fonction de réchauffage.....	28
III.3.6.3 Fonction de condensation	28
III.3.6.4 Fonction de vaporisation.....	29
 CHAPITRE IV Partie simulation et calcul	
IV.1 Problématique.....	30
IV.2 Dimensionnement d'échangeur.....	30
IV.2.1 Choix de la méthode de dimensionnement.....	30
IV.2.2 Description de la méthode de KERN.....	31
IV.3 Description du logiciel de simulation HYSYS.....	32
IV.3.1 Introduction sur le simulateur de calcul HYSYS	32
IV.3.2 Le choix du méthode thermodynamique	33
IV.4 Description de l'échangeur E601.....	33
IV.4.1 Le rôle de l'échangeur E601 dans l'installation.....	34
IV.5 Caractéristique géométriques des deux échangeurs	35
IV.5.1 Échangeur E602.....	35
IV.5.2 Échangeur E603.....	35
IV.6 Simulation de cas design et cas optimisé.....	36
IV.6.1 Simulation de cas design.....	36
IV.6.1.1 Comparaison entre le cas design et le cas design simulé.....	37
IV.6.1.2 Interprétation des résultats.....	38
IV.6.2 Simulation de cas optimisé.....	38
IV.6.2.1 La Comparaison entre cas design simulé et cas design optimisé.....	39
IV.6.2.2 Interprétation des résultats.....	40
IV.7 Calculs des échangeurs.....	40
IV.7.1 Calcul de l'échangeur E602.....	40

Sommaire

IV.7.1.1 Calcul du 1 ^{er} calandre.....	40
IV.7.1.1.1 Composition des charges et leurs caractéristiques thermo physique	40
IV.7.1.1.2 Choix d'écoulement des fluides (côté faisceau ou calandre)	41
IV.7.1.1.3 Application de la méthode classique de KERN.....	41
IV.7.1.2 Calcul de 2 ^{ème} calandre de l'échangeur E602.....	43
IV.7.1.2.1 Composition des charges et leurs caractéristiques thermo physique	43
IV.7.1.2.2 Choix d'écoulement des fluides (côté faisceau ou calandre)	44
IV.7.1.2.3 Application de la méthode classique de KERN.....	44
IV.7.2 Calcul de l'échangeur E603.....	46
IV.7.2.1 Calcul du 1 ^{er} calandre.....	46
IV.7.2.1.1 Composition des charges et leurs caractéristiques thermo physique	46
IV.7.2.1.2 Choix d'écoulement des fluides (côté faisceau ou calandre)	47
IV.7.2.1.3 Application de la méthode classique de KERN.....	47
IV.7.2.2 Calcul de la 2 ^{ème} calandre de l'échangeur E603.....	49
IV.7.2.2.1 Composition des charges et leurs caractéristiques thermo physique	49
IV.7.2.2.2 Choix d'écoulement des fluides (côté faisceau ou calandre)	50
IV.7.1.2.3 Application de la méthode classique de KERN.....	50
IV.8 Résultats pour les deux échangeur E602 et E603.....	52
IV.9 Conclusion et interprétation des résultats	52
Conclusion général	53
Références	54
ANNEXE	

Introduction générale

Le tournant majeur de l'industrie pétrolière et gazière algérienne a été opéré à travers la nationalisation des hydrocarbures en 1971, ce qui a eu pour effet non seulement le développement de cette industrie en Algérie mais aussi la valorisation de l'ensemble de la chaîne des hydrocarbures soit l'ouverture de nouvelles opportunités pour le développement économique et social en Algérie et ce, neuf (09) années seulement après son indépendance et dans le cadre de la stratégie globale de développement du pays, l'industrialisation joue un rôle prépondérant par la création des industries nécessaires et indispensables à une économie indépendante. Les branches de l'industrie sont nombreuses englobant entre autres celles des hydrocarbures dont les matières de base sont le pétrole et le gaz.

Le gaz associé c'est le gaz en solution dans le pétrole, séparé de ce dernier lors de l'extraction Il a longtemps les gaz associés au pétrole (APG) été considéré comme un déchet et sont également appelés gaz de torchère ou « brûlage des gaz » est l'action de brûler, par des torchères, des rejets de gaz fossile à différentes étapes de l'exploitation du pétrole et ça c'est une gaspillage énergétique et impact direct sur le réchauffement climatique aussi les gaz combustibles sont des polluent.

Ces gaz peuvent et séparés du pétrole brut, ils existent couramment en mélanges avec d'autres hydrocarbures tels que l'éthane, le propane, le butane et les pentanes. En outre, les APG non traités contiennent de la vapeur d'eau, du sulfure d'hydrogène (H_2S), du dioxyde de carbone (CO_2), de l'azote (N_2) ainsi que d'autres composants. Les gaz associés qui contiennent de telles impuretés ne peuvent pas être facilement transportés, et ne peuvent pas non plus utiliser sans traitement soit par leur médiocre qualité, soit par leur faible quantité.

Pour éviter le détruitement des APG ils ont trouvé qui il peut être convertis en énergie à haut rendement en utilisant les moteurs à gaz (GPL). Cette énergie peut être utilisée pour l'alimentation en électricité, en chauffage et en froid de tout site existant (ou à créer) en supprimant les coûts d'approvisionnement en diesel, ainsi que il en peut la réinjecté dans le gisement géologique (ce qui contribue à y maintenir la pression afin de maximiser l'extraction).

Cette étude est établie dans l'objectif d'assurer en continu le fonctionnement de l'unité et la production de GPL et du gaz léger dans le cas d'indisponibilité de l'échangeur à plaque. En effet, l'unité de traitement de gaz Guellala, L'étude est réalisée avec les logiciels de simulation Aspen Hysys et l'application de la méthode classique (méthode de KERN) pour le dimensionnement et les calculs.

Et pour mener convenablement cette étude on a opté pour une organisation du présent travail comme suit :

- ✓ Introduction général .
- ✓ CHAPITRE I Génialités sur le naturel et les produits finis .
- ✓ CHPITRE II Présentation de la région HBK .
- ✓ CHPITRE III Phénomènes de transfert de chaleur .
- ✓ CHAPITRE IV Partie simulation et calcul .
- ✓ Conclusion général .

I.1 Définition de gaz naturel

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

I.2 Caractéristiques de gaz naturel

I.2.1 Densité et masse volumique

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

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

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

Le **volume massique** représente le volume occupé par une unité de masse du gaz. Il est donc égal à l'inverse de la masse volumique, et s'exprime en m^3/kg .

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

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

$$d = \frac{M_g}{M_a} \quad (1)$$

Soit :

$$d = \frac{M_g}{28,964} \quad \text{à } 15^\circ\text{C} \quad (2)$$

I.2.2 Pouvoir calorifique supérieur et inférieur

Le pouvoir calorifique massique ou volumique représente la quantité d'énergie dégagée par unité de masse ou de volume du carburant lors de la réaction chimique de combustion complète conduisant à la formation de CO_2 et H_2O . Le carburant est pris, sauf mention contraire, à l'état liquide et à une température de référence généralement $25^\circ C$. L'air et les produits de combustion sont considérés à cette même température.

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

I.2.3 La composition chimique

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

I.2.4 Facteur de compressibilité

Généralement, le volume de gaz réel est inférieur à celui de ce gaz quand le suppose idéal, et par conséquent on le dit compressible. Le rapport de volume de gaz réel sur celui idéal, ce qui est une mesure de la quantité de gaz dévié de comportement parfait, est appelé facteur de compressibilité, il est nommé aussi facteur de déviation de gaz, symbolisé par Z . le facteur de déviation de gaz, par définition, le rapport de volume actuellement occupé par un gaz à une pression et température données au volume qu'il peut l'occuper quand il comporte idéalement.

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

$$PV = ZnRT$$

P : la pression

V : le volume

T : la température absolue,

Z : le facteur de compressibilité

n : le nombre du kilo-moles de gaz

R : la constante de gaz

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

Des corrélations empiriques de facteur **Z** pour les gaz naturels a été développé avant l'invention de computer. Malgré leur utilisation est en déclin, elles peuvent être encore utilisées pour l'estimation rapide de facteur **Z**. l'utilisation des abaques nous donne une autre méthode de détermination de facteur **Z** d'un mélange gazeux. [5]

I.3 Les types des gaz naturels

On distingue deux types principaux de gaz naturel :

- Les gaz conventionnels.
- Les gaz non conventionnels.

I.3.1 Les gaz conventionnels

Ce sont les gaz qui se trouvent dans des roches poreuses et perméables. Les différents types de gaz conventionnel sont:(gaz associé, gaz sec "non associé", gaz humide, gaz à condensat)

I.3.1.1 Le gaz associé

Coexiste dans le réservoir avec une phase huileuse. [2]

I.3.1.2 Gaz sec "non associé"

Ne forme pas de phase de gaz et contient une proportion élevée deméthane.

I.3.1.3 Le gaz humide

Forme une phase liquide dans les conditions de production (conditions de surface).

I.3.1.4 Le gaz à condensat

Forme une phase liquide dans le réservoir lors de la production.

I.3.2 Les gaz non conventionnels

Le terme gaz non conventionnel est utilisé d'une façon large, mais il se réfère beaucoup plus aux paramètres géologiques et les types des roches plutôt qu'au gaz lui-même. Quand ce terme a été créé, il impliquait que ces réservoirs présentaient un défi opérationnel ou économique ou bien les deux, qui ne peuvent pas être habituellement trouvés dans les réservoirs conventionnels. Le plus

commun, c'est le « tight gas » qui se forme dans les roches réservoirs gréseuses et carbonatées, il se réfère aux formations de basse perméabilité qui est inférieur à "1 md", et souvent à l'ordre de "0.001 md". Dans certains « tight » réservoirs, il est essentiellement non possible pour la majorité de gaz de s'écouler naturellement. La fracturation hydraulique est une technique largement utilisée dans l'industrie pétrolière, elle a été énormément élargie dans les années 1970s et 1980s et a ciblé ces réservoirs.

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

I.4 Les avantages spécifiques de gaz associé

I.4.1 Économique

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

I.4.2 Environnement

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

I.4.3 Transport

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

I.4.4 Multi-utilisations

Il est utilisé pour les applications de maison (chauffage, cuisine, séchage...), pour la génération de l'électricité, il est aussi utilisé comme carburant des automobiles, pour la réinjection dans le gisement géologique (ce qui contribue à y maintenir la pression afin de maximiser l'extraction d'HC) et autre plusieurs utilisations.....

I.4.5 Disponible

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

I.5 Les produits finis

I.5.1 Le gaz sec

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

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

Tableau (I.1) : Les spécifications d'un gaz commercial

Pouvoir calorifique supérieur PCS (KJ/m ³ (n))	39100 à 39500
Point de rosée HC	Inf. à - 6 C°
Teneur en eau	Inf. à 150ppm vol.
Teneur en C ₅ ⁺	Inf. à 0,5 % mol

I.5.2 GPL

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

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

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



Figure (I.1) : représentation des molécules butane et propane

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

Tableau (I.2) : Caractéristique Butane et Propane

	Point d'ébullition C°	Masse volumique de liquide Kg /m ³ à 15 C°	Masse volumique de gaz Kg /m ³ à 15 C°
Butane	0	585	2 ,50
Propane	-44	515	1,85

I.5.3 Condensat

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

I.5.3.1 Propriétés du condensat

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

II.1 Introduction

Le développement industriel d'un pays dépend avant tout de ses possibilités énergétiques, c'est-à-dire, de son aptitude à disposer d'une qualité d'énergie sans cesse croissante. Utilisant les réserves de nature du charbon du gaz ou du pétrole comme les combustibles chaque pays crée le réseau des centrales électrique ou les machines thermique des types différents dans lesquelles l'énergie thermique des combustibles se transforme en énergie électrique ou mécanique. Dans ce qui suite ces énergies sont utilisées dans le transport. En Algérie on a de production et de transport et commercialisation d'hydrocarbures, liquide et gazeux (SONATRACH).

II.2 Historique de SONATRACH

La société nationale de production et de transport et commercialisation d'hydrocarbures, liquide et gazeux (SONATRACH) a été créé le 31/02 /1963.

En 24/02/1971 : nationalisation d'hydrocarbure.

En 1981 : restructuration de SONATRACH (naissance de 17 entreprise autonomes).

En 1986 : adoption de formule de partenariat dans les activités :

- Prospection.
- Recherche.
- Exploration et production.
- Transport des hydrocarbures par canalisation.

En 1992 : lancement du processus de modernisation de la SONATRACH un groupe pétrolier international. [7]

II.3 Description du champ de HAOUD BERKAOUI

Les études géologiques réalisées à Ouargla ont permis de connaître l'existence de deux structures appelées HAOUD BERKAOUI et BENKAHLA. En mars 1965, un gisement d'huile fut localisé dans la série inférieure du Trias argilo Gréseux plus exactement à HAOUD BERKAOUI, par la compagnie CFP (compagnie française de Pétrole).

La zone pétrolière de HAOUD BERKAOUI, est constituée de près de vingt champs pétroliers répartis sur 6300 km sur le bord oriental de la dépression OUED-MYA. Les plus importants de cette région sont ceux de HAOUD BERKAOUI, BENKAHLA et GUELLELA.

Elle renferme les accumulations d'huile essentielle de cette zone. La série inférieure de Trias argilo Gréseux, situé à une profondeur moyenne de 3350 m, est le principal réservoir productif d'huile des blocs 438. Parmi les autres champs constituant la périphérie de cette région en figure DRÀA TAMRA (DRT) GUELLELA ...

HAOUD BERKAOUI est devenue une région autonome en 1976, alors qu'elle dépendait de la région de Hassi Messaoud depuis le début de son exploitation. [7]

II.4 Situation géographique

La région de HOUD BERKAOUI représente l'une des dix principales zones productrices des hydrocarbures du Sahara algérien.

Sur la route n°49 dite pétrolière reliant GHARDAIA à HASSIMESSAOUD et à 35Km du sud-ouest d'OUARGLA, un carrefour indique la présence d'un champ pétrolier :

Il s'agit de la région de HOUD BERKAOUI. Cette région est située à 100 Km de HASSI MESSAOUD, à 770 Km au sud de la capitale Alger, elle est très importante en raison de sa part de production des hydrocarbures du pays. Elle s'étend du sud Est de GHARDAIA jusqu'au champ externe BOUKHZANA, près de la route de TOUGGOURT.

A ce jour-là, 100 puits sont en exploitation, répartis sur l'ensemble des champs, dont 73 puits en gaz lift, et 27 éruptifs. La production cumulée depuis l'origine est de 86 millions m³, pour les réservoirs globaux en place est de 472 millions m³. Toutes les quantités d'huile et des gaz récupérés sont acheminées vers les différents centres de production.

Il existe trois centres principaux de production situés à :

- HOUD BERKAOUI
- BENKAHLA
- GUELLELA

Ainsi que plusieurs petits champs :

- N'GOUSSA
- DRAAETHMRA
- GUELLELA NORD EST
- BOUKHZANA
- SAHANE
- TAKHOUHKT
- OUERSENIS

Les caractéristiques pétro-physiques de ces trois champs sont résumées dans le tableau ci-dessous (tableau I.1) :

Tableau (II.1) : Caractéristiques pétro-physiques des Champs de HBK. [8]

Caractéristiques	HBK	BKH	GLA
Profondeur moyenne(m)	3550	3300	3500
Pression initiale (bars)	508	521.76	522.25
Pression de bulle (bars)	184.2	176.5	181.4
Contact huile/eau initial (m)	3324	3324	3370
Porosité moyenne(%)	8.8	9.3	9.3
Perméabilité moyenne K (md)	56.2	70.4	232
Saturation moyenne (%)	32.7	32	22.3
Les réserves (m ³)*10 ⁶	143.9	100	103.6

II.5 Production de la région

La région HAUD BERKAOUI produit du pétrole par déplétion naturelle (l'énergie interne du gisement qui pousse le brut vers la surface sous l'effet de pression). Pour le maintien de pression on a réalisé trois unités d'injection d'eau dans les trois secteurs HBK, BKH et GLA. Pour les puits faibles, la production est assurée par gaz lift :

- **23** puits Producteurs sans gaz-lift (éruptifs) ;
- **61** puits Producteurs avec gaz-lift ;
- **15** puits Producteurs d'eau ;
- **21** puits Injecteurs d'eau.

II .6 Protection de l'environnement

II .9.3 Section de déshydratation

Le gaz du ballon V-402 est envoyé aux sécheurs de gaz V-403A/B/C avant de passer dans la section de réfrigération E-601. Le système de séchage est constitué de trois lits fixes dont deux en services et un en régime de régénération. Le gaz de régénération est porté à une température de 290 °C dans le réchauffeur de gaz H-401.

Le gaz de régénération après avoir été refroidie par le refroidisseur de gaz de régénération E-403 est envoyé au ballon séparateur de gaz de régénération V-404 et envoyé vers le compresseur de gaz de régénération K-401A/B puis recyclé vers le refroidisseur de gaz d'alimentation E-401.

Le gaz une fois séché passe à travers un filtre à poussière Z-401 pour éliminer les impuretés fines susceptibles de créer des problèmes de bouchage des équipements en aval. [9]

➤ Condition opératoires de gaz de régénération :

- Débit : 4020 Nm³/h
- Température de service : 290 °C
- Pression de service : 22 bars
- Temps de régénération : 4 heures

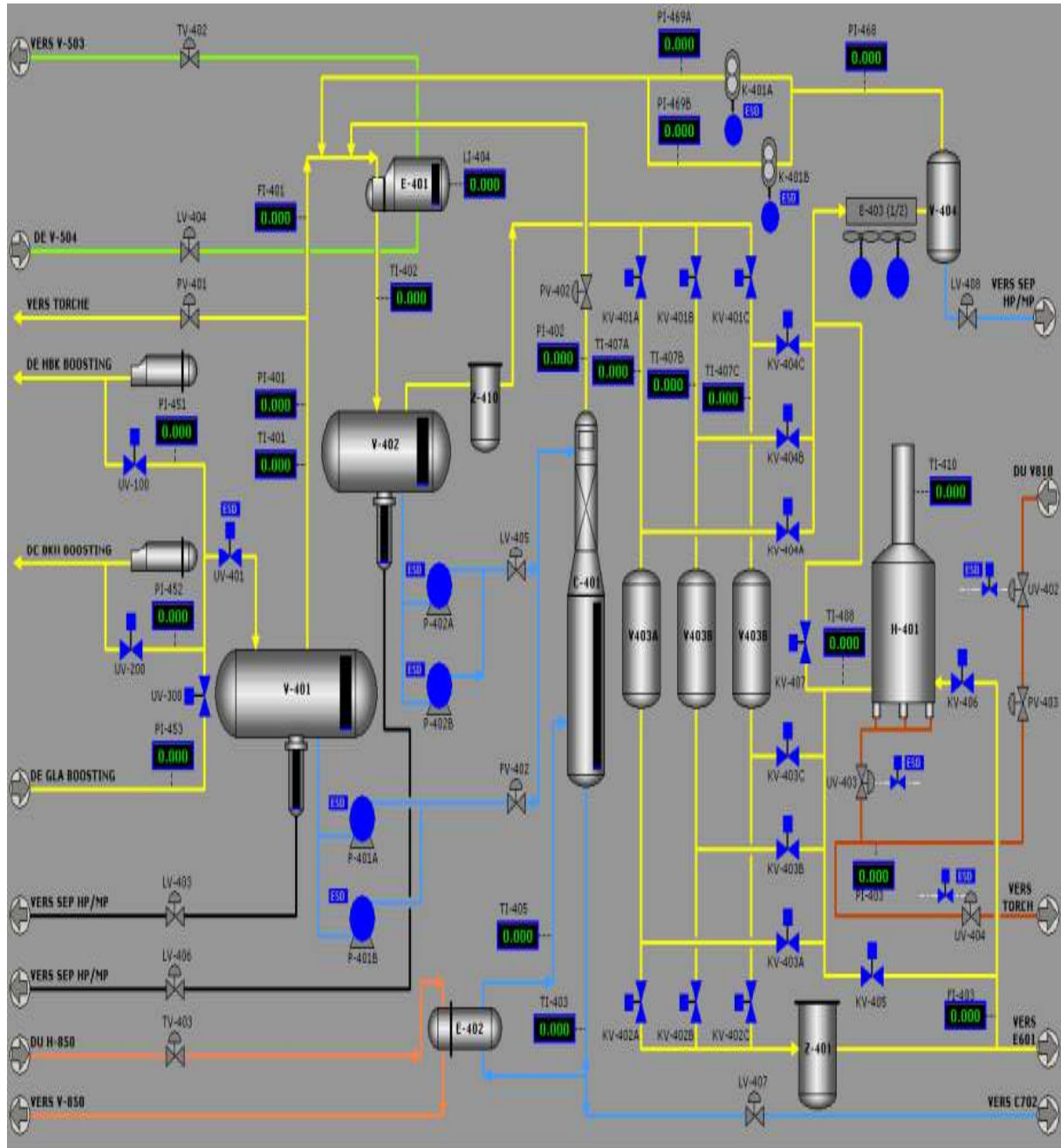


Figure (II.4) : Schéma de section stabilisation et déshydratation

II .8.4 Section de fractionnement**II .8.4.1 Dééthaniseur**

Le liquide provenant de la section de réfrigération alimente le dééthaniseur C-701 par la pompe P-601 A/B au niveau du 14^{ème} plateau. En tête de la colonne le gaz est partiellement condensé dans le condenseur E-701 par du propane réfrigérant et séparé dans le ballon de reflux du dééthaniseur V-701, le liquide du ballon de reflux totalement pompé par la pompe P-701 A/B vers le plateau de tête comme reflux froid, le gaz issu du V-701 est préchauffé dans la section de réfrigération et envoyé au compresseur de gaz de vente K-603 A/B. Les condensats du fond de C-701 sont stabilisés par le rebouilleur condensât/huile chaude E-702 et envoyé comme 2^{ème} charge au débuthaniseur C-702 sous contrôle de niveau. [9]

➤ Condition opératoires

Pression de tête : 24.4 bar

Température de tête : -5.7°C

Pression de fond : 25.3 bar

Température de fond : 89.6 °C

Nombre des plateaux : 38

II.8.4.2 Débuthaniseur

L'alimentation est assurée par les liquides provenant de dééthaniseur C-701 entre au plateau 22^{ème} et de la colonne de stabilisation C-401 entre au plateau 14^{ème}. Le gaz de tête est totalement condensé dans l'aérocondenseur E-703 A/B et séparé dans le ballon de reflux V-702, le liquide du ballon de reflux est pompé par la pompe P-702 A/B, une partie est utilisé comme reflux et l'autre partie c'est le GPL qui est envoyé vers le stockage dans les sphères T-701A/B après être refroidi à 45°C dans l'échangeur à propane E-706. Les condensats du fond de C-702 sont stabilisés par le rebouilleur E-704 et envoyés vers le séparateur MP existant dans le centre de production de Guellala après être refroidi dans l'aéro E-705. [9]

➤ Conditions opératoires

Pression de tête : 14 bars

Température de tête : 65,7°C

Pression de fond : 15,4 bars

Température de fond : 156,8 °C

Nombre des plateaux : 38.

II - 8- 5 Section de réfrigération

Le gaz séché est refroidi dans un échangeur de chaleur à plaque E-601 est envoyé au séparateur froid V-600. Le gaz du séparateur V-600 est mélangé avec le gaz du ballon de reflux V-701, est réchauffé dans l'échangeur à plaque et envoyé vers le compresseur de gaz de vente K-603

A/B.[9] Le liquide du séparateur V-600 après avoir été pompé par la pompe d'alimentation du dééthaniseur P-601A/B est réchauffé dans l'échangeur à plaque et utilisé comme alimentation du C-701. Dans l'échangeur à plaque la réfrigération est réalisée par le propane :

➤ **Conditions opératoires :**

- Gaz séché :
 - Température d'entrée : 26,8 °C
 - Température de sortie : -18,5 °C
- Gaz froid du ballon V-600 :
 - Température d'entrée : -18,5°C
 - Température de sortie : 23°C

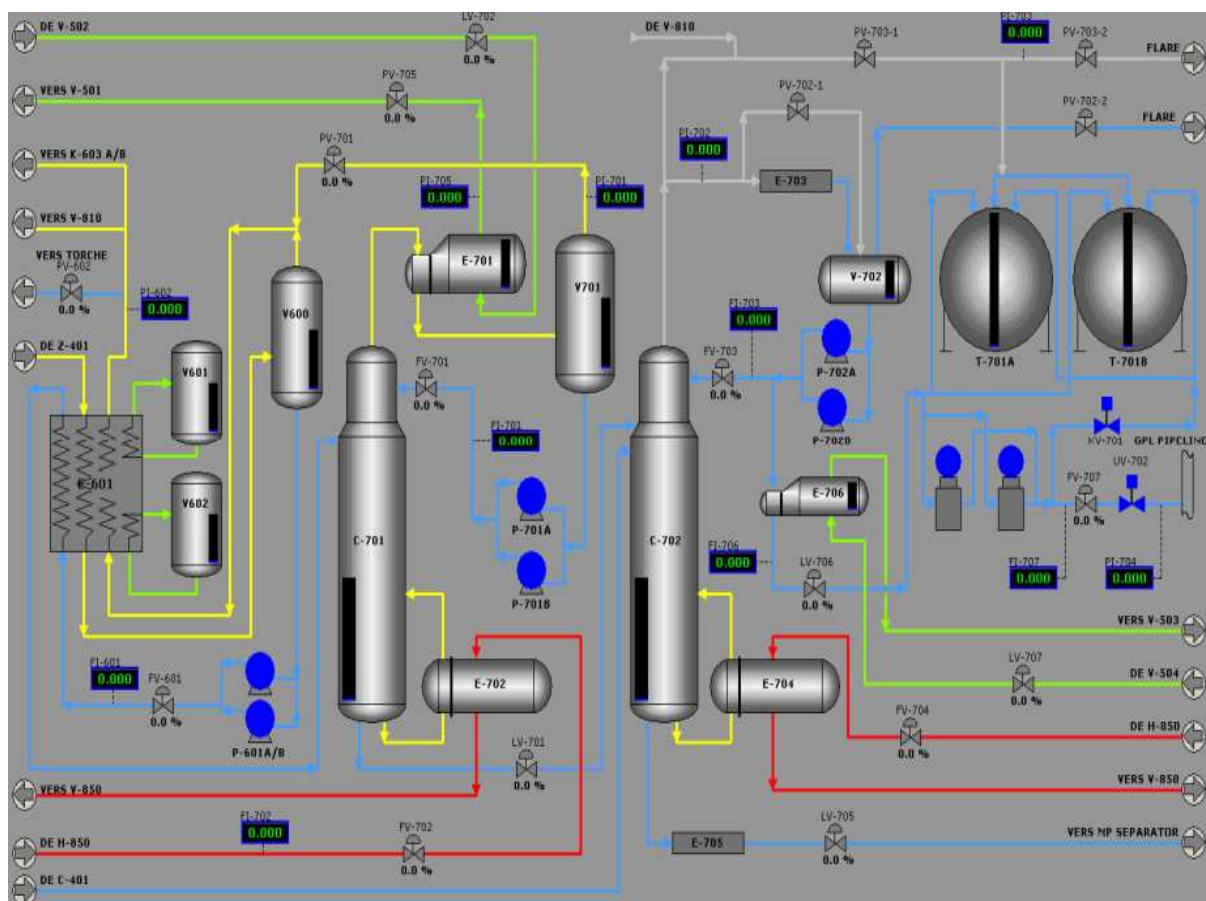


Figure (II.5) : Schéma des section réfrigération et fractionnement

II -9-6 Section de compression de gaz de vente

Le gaz provenant du séparateur froid V-600 et du ballon de reflux du dééthaniseur V-701 est évacué vers le compresseur de gaz de vente K-603 A/B chacun ayant une capacité de 50% du débit total nominal pour y être comprimé à 73bars. A la sortie du compresseur le gaz est refroidi par l'aéro E-605, une partie est envoyée vers la ligne 48'' GR1 reliant ALRAR – Hassi R'mel, l'autre partie est comprimée, envoyée comme gaz-lift vers les trois champs HBK, BKA et GLA à

une pression de 140 bars.

➤ **Conditions opératoires**

Pression d'aspiration : 22,2 bars.

Température d'aspiration : 23°C

Pression de refoulement : 75,7bars

Température de refoulement : 60°C

II . 9. 7 Section de gaz lift

Le gaz provenant de la ligne de gaz de vente passe dans le ballon d'aspiration V-606 puis le gaz pénètre dans le compresseur de gaz lift K-604 A/B (compresseur alternatif) pour y être comprimé à une pression de 140 bars. Le gaz comprimé est refroidi par l'aéro E-606 est envoyé vers les lignes de gaz lift des champs. [9]

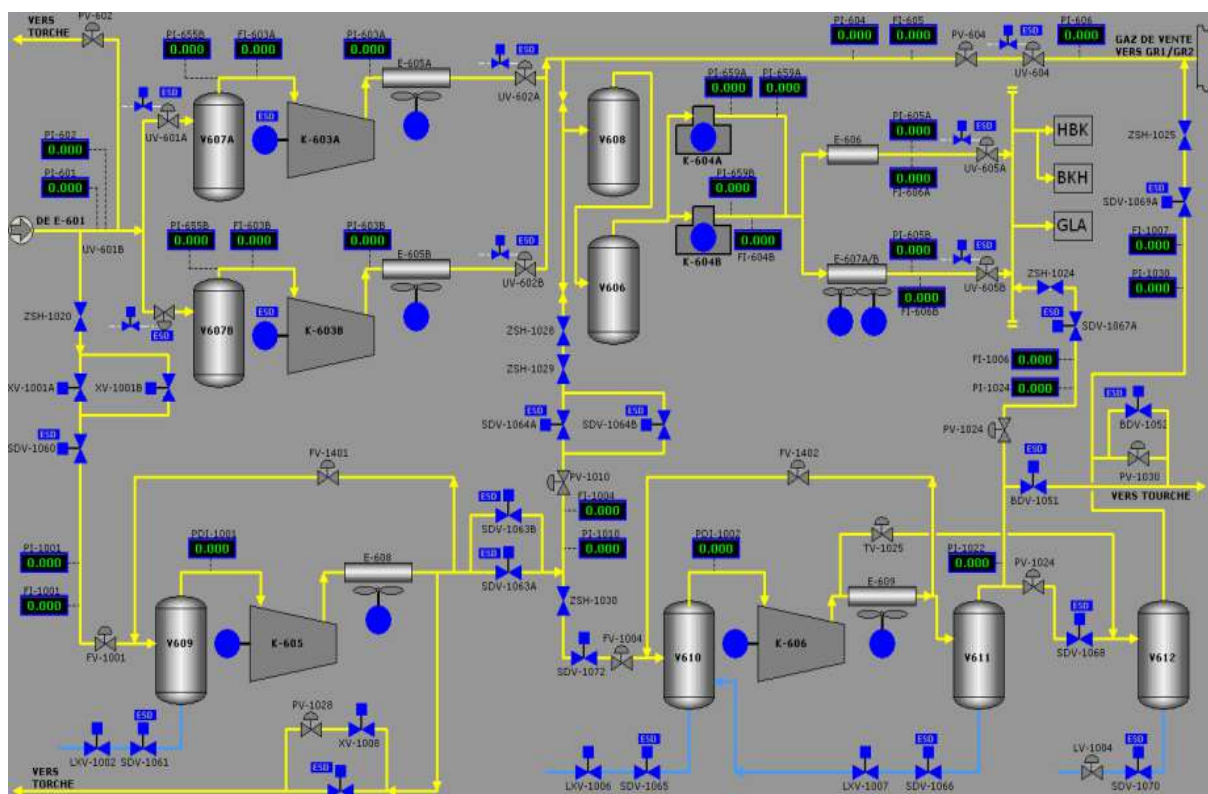


Figure (II.6) : Schéma de compression gaz lift et gaz vent

III.1. Introduction

Dans les installations industrielles, il est souvent nécessaire d'apporter une quantité de chaleur importante à une partie du système. Dans la majorité des cas, la chaleur est transmise à travers un échangeur de chaleur [10]. L'échangeur de chaleur est un équipement qui permet d'assurer un transfert de chaleur (entre deux fluides, chaud et froid, sans qu'il ait un contact direct entre ces derniers. Ce transfert de chaleur est peut-être effectué sans changement de phase (c'est-à-dire que le fluide à refroidir peut conserver son état physique, liquide ou gazeux) ou avec un changement de phase, c'est le cas des condenseurs, évaporateurs, bouilleurs, ou des tours de refroidissement [11]

III.2. Différents modes de transfert de chaleur

Le transfert de chaleur entre deux corps isolés et à températures différentes peut se faire de trois façons différentes :

- Par conduction.
- Par convection.
- Par rayonnement.

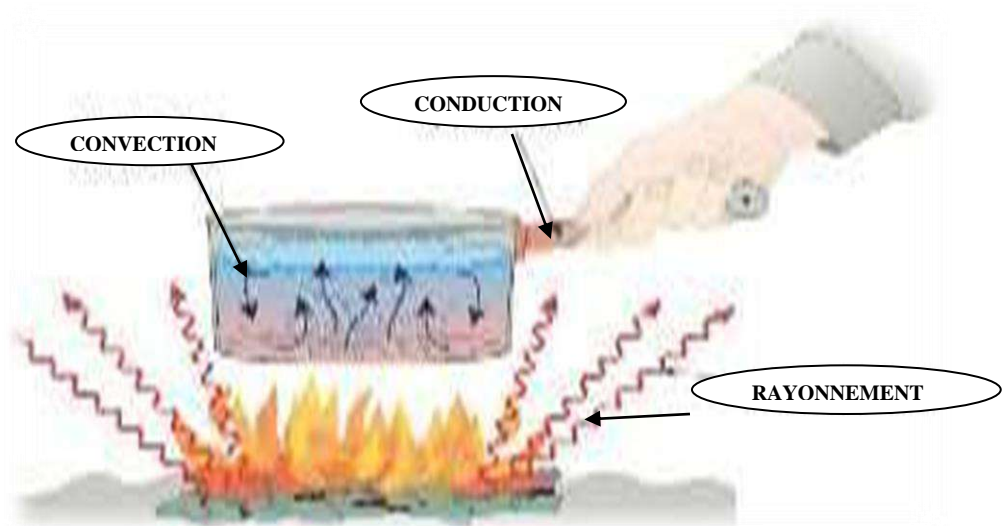


Figure (III.1) : Différents modes de transfert de chaleur.

III.2.1. Transfert par Conduction

Le phénomène de conduction pur est présent essentiellement dans les solides. [12]

La propagation de la chaleur par conduction à l'intérieur d'un corps se fait par deux mécanismes (Transmission par les vibrations des atomes ou molécules et transmission par les électrons libres). L'importance relative de chacun des deux mécanismes est la transformation de la chaleur. Le transfert de chaleur par conduction caractérise tous les transferts de chaleur, qui s'effectuent dans les parois séparant deux corps à des températures différentes. [13]

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

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

Ou sous forme algébrique :

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

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) [14]

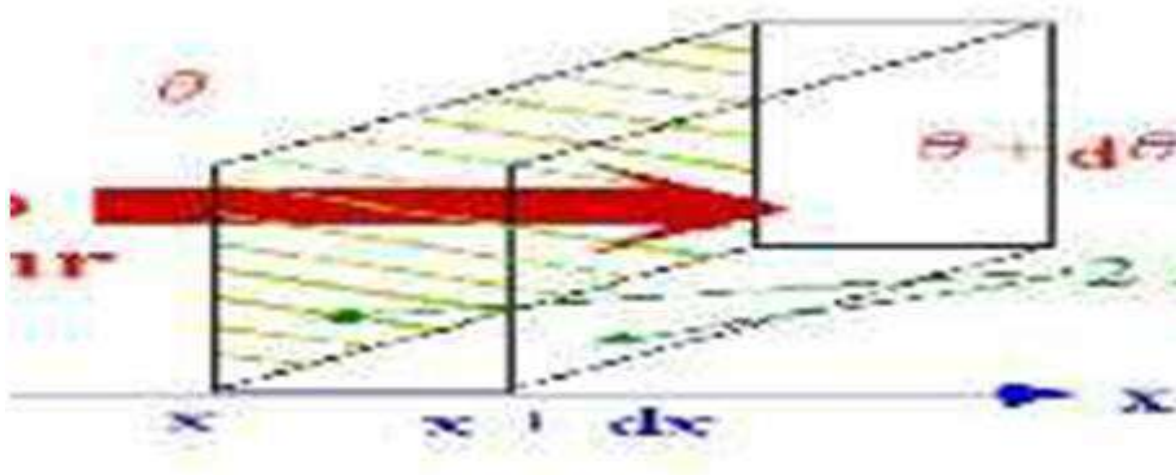


Figure (III.2) : Conduction de chaleur à travers une paroi.

III.2.2. Transfert par Convection

C'est la propagation de la chaleur dans un milieu fluidisé, cette fluidisation est conditionnée par une différence de température dans un liquide ou gaz ce qui implique une variation de densité et de volume, Ce phénomène est rencontré dans plusieurs domaines pratiques tels que l'échangeur de chaleur, les chaudières deux types de convection :

Convection naturelle : Ou libre, provoquée par les forces massiques dans le fluide dues aux différences de température et donc de masse volumique du fluide. [15]

Convection forcée : Quand le mouvement du fluide est créé par une différence de pression (pompe soufflerie). [15]

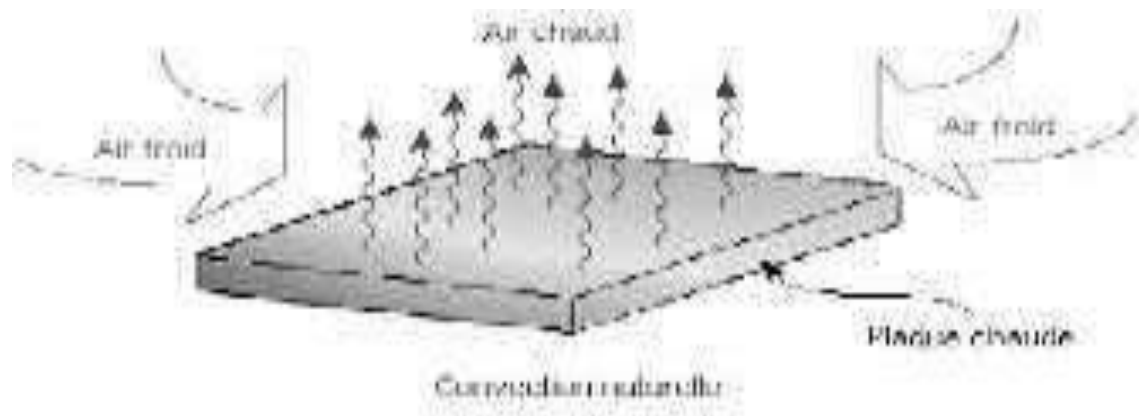


Figure (III.3) : Phénomène de convection thermique

De façon macroscopique elle est décrite par la loi de Newton (1701) qui lie le flux à un écart de température : [9]

$$\varphi = h S (T_p - T_\infty) \quad (3)$$

Avec:

ϕ	: Flux de chaleur transmis par convection	(W)
h	: Coefficient de transfert de chaleur par convection	(W m ⁻² °C ⁻¹)
T_p	: Température de surface du solide	(°C)
T_∞	: Température du fluide loin de la surface du solide	(°C)
S	: Aire de la surface de contact solide/fluide	(m ²)

III.2.3. Transfert par rayonnement

Tous les corps, quel que soit leur état : solide, liquide ou gazeux, émettent un Rayonnement de nature électromagnétique. Cette émission d'énergie s'effectue au détriment de l'énergie interne du corps émetteur. [11]

Le rayonnement se propage de manière rectiligne à la vitesse de la lumière, il est constitué de radiations de différentes longueurs d'onde. Un corps C émettant des photons dans toutes les directions possibles, certains d'entre eux sont reçus par l'autre corps C' et éventuellement absorbés en tout ou partie. Bien entendu, le corps C'émet aussi des photons dont certains seront reçus et absorbés par C. Le bilan net se traduit par un échange d'énergie entre C et C'. [11]

Ce mode de transfert est décrit par la loi de Stefan-Boltzmann (1879). [14]

$$\varphi = \sigma \epsilon_p S (T_p^4 - T_\infty^4) \quad (4)$$

Avec :

φ	: Flux de chaleur transmis par rayonnement	(W)
σ	: Constante de Stefan	(5,67.10 ⁻⁸ W m ⁻² K ⁻⁴)
ϵ_p	: Facteur d'émission de la surface	
T_p	: Température de la surface	(K)
T_∞	: Température du milieu environnant la surface	(K)
S	: Aire de la surface	(m ²) [16]

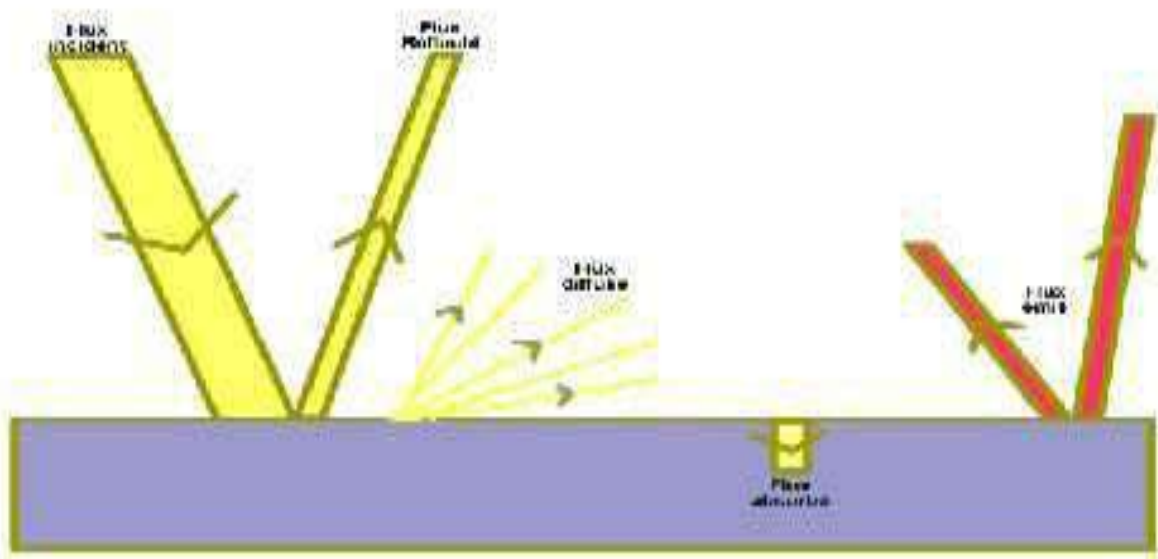


Figure (III.4) : Phénomène rayonnement thermique

III.3 Les échangeurs de chaleur

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

Les radiateurs des automobiles, les condenseurs, les évaporateurs, les refroidisseurs d'huile ...etc. [17]

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

III.3.1 selon la construction

III.3.1.1 Tubulaire

III.3.1.1.1 Échangeurs double tube (double pipe)

Ils sont constitués par des séries de deux tubes concentriques réunis par des coudes et des boîtes de jonction, l'un des fluides circulant à l'intérieur du tube petit diamètre, l'autre dans l'espace annulaire entre les deux tubes. [18]



Figure (III.5) : Echangeur double tube

III.3.1.1.2 Echangeur tube à faisceau et calandre

Un es fluides circule dans un faisceau de tubes monté sur deux plaques tubulaires. Il est logé dans une calandre (shell *en anglais*) munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le fluide circulant à l'extérieur des tubes le chemin imposé par les chicanes qui sont supportées par le faisceau. [18]

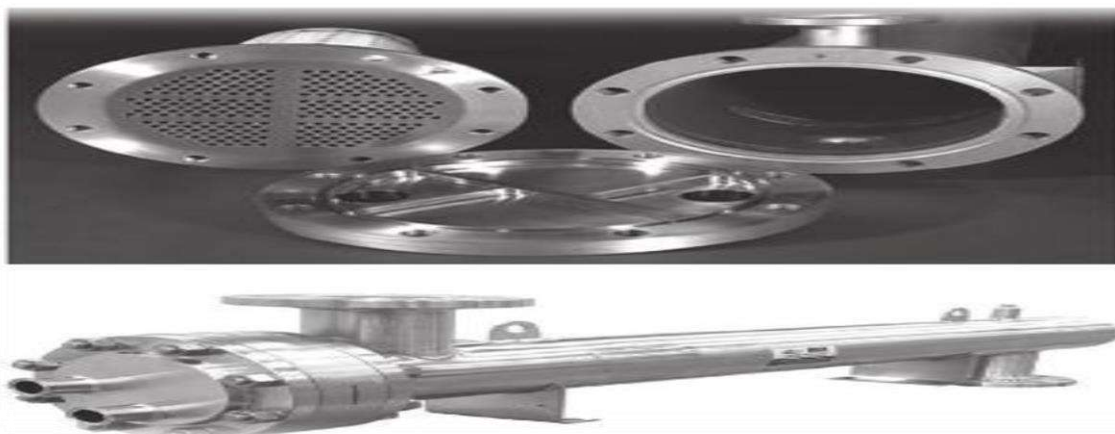


Figure (III.6) : Echangeur tubulaire a faisceau et calandre

III.3.1.1.3 Échangeurs à serpentin et tubes

Les échangeurs tubulaires de type serpentin en tube consistent en un enroulement de tuyau dans un réservoir. Le taux de transfert de chaleur est ainsi augmenté relativement à un tube droit. De plus, on retrouve une surface de contact considérable pour un volume donné. Le principal problème de ces échangeurs est la difficulté du nettoyage dû à la géométrie restreinte et les petits espaces entre chaque pièce. [19]

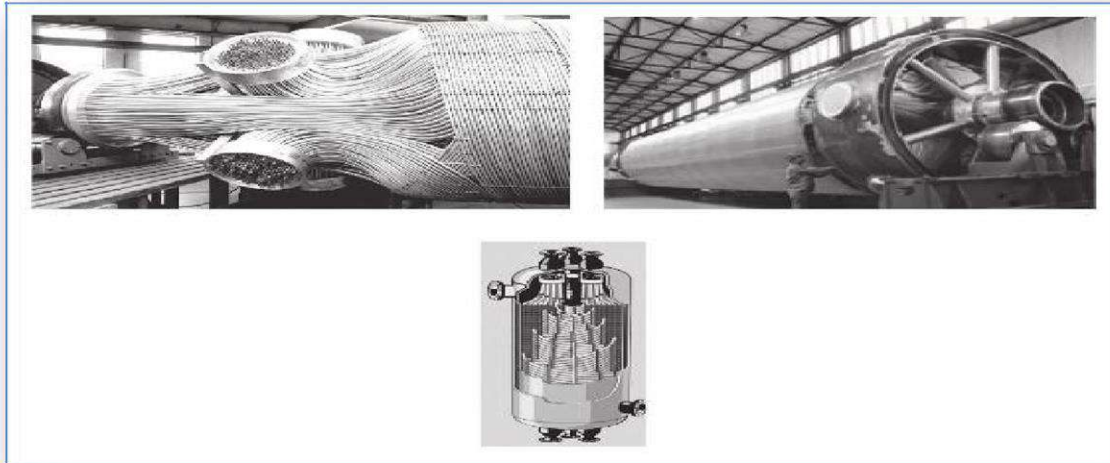


Figure (III.7) : Echangeur de chaleur en serpentin

III.3.1.2 Échangeurs de chaleur à plaques

Les échangeurs à plaques sont généralement conçus de nombreuses plaques minces. Généralement, ces échangeurs de chaleur ne peuvent pas résister à de hautes pressions ou températures ni à de hautes différences de pression et température. Les principaux types de ces échangeurs sont désignés comme échangeurs à joint étanche, soudé, à plaques hélicoïdales, à lamelles, à circuits imprimés et à serpentin à plaque externe. [19]

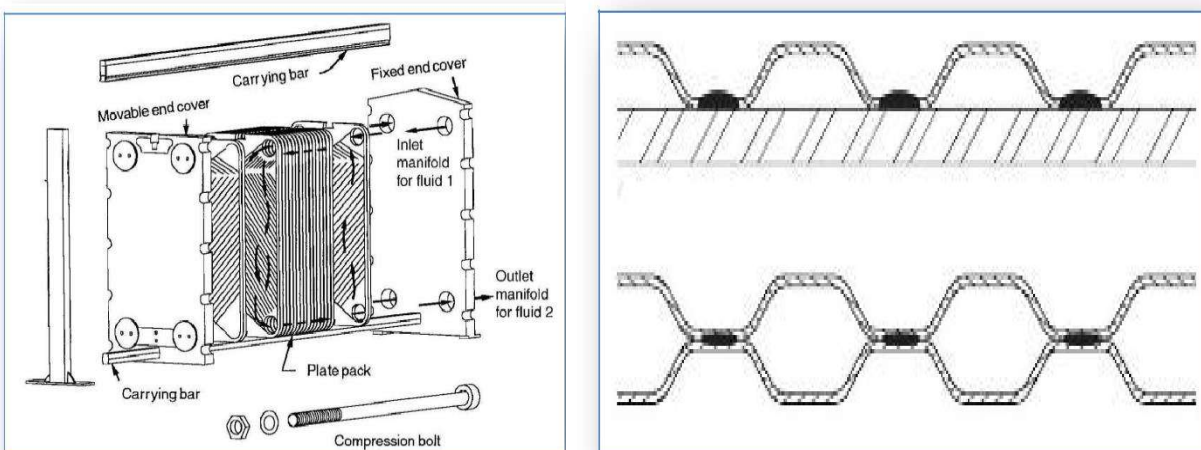


Figure (III.8) : Echangeur de chaleur a joint étanche et a plaques soudées

III.3.1.3 Échangeurs de chaleur à surface augmentée

Les échangeurs tubulaires et à plaques utilisent seulement la surface primaire pour échanger la chaleur entre les fluides. Leur efficacité est normalement de 60 % ou moins et la surface de transfert de chaleur inférieure à 700 m²/m³. Dans certaines applications, une efficacité de plus de 95 % est essentielle afin de limiter le volume et la masse. Les échangeurs de chaleur entre gaz et certains liquides ont un coefficient de transfert de chaleur très bas. Ceci implique une surface d'échange très grande. Une méthode afin d'augmenter la surface d'échange est d'ajouter des ailettes sur un ou les deux côtés. Cet ajout permet d'augmenter de 5 à 12 fois la surface d'échange. [19]

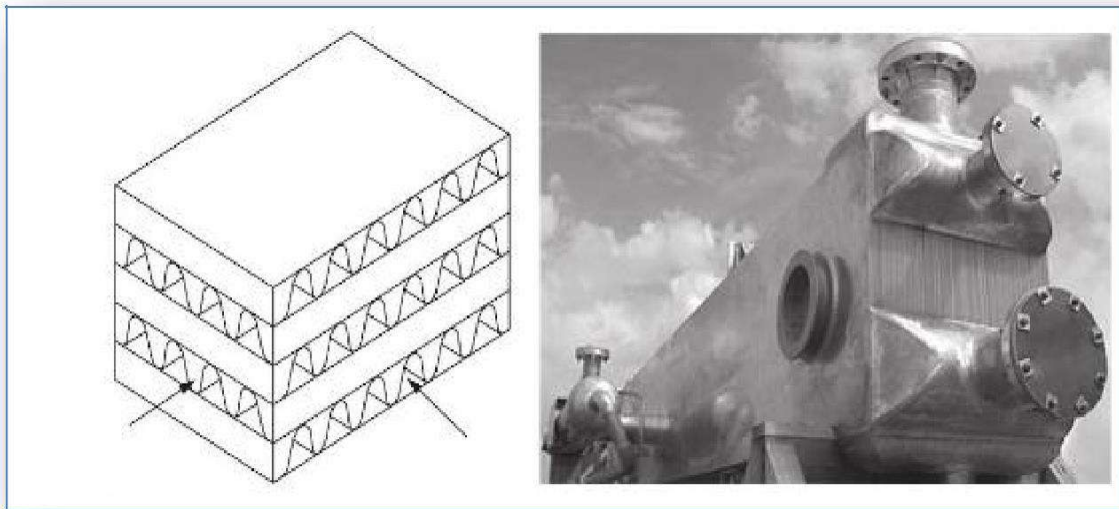


Figure (III.9) : Echangeur de chaleur à surface augmentée

III.3.2 Selon le processus de transfert

III.3.2.1 Contact indirect

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

- **Le potentiel thermique local $\Delta\theta$** , différence de température entre les deux fluides ;
- **L'élément de surface d'échange d'usage en œuvre** ;
- **La résistance au transfert R** , résultante de diverses résistances en série et correspondant :
 - Au transfert par convection entre le fluide chaud et la paroi.
 - Au transfert par conduction à travers la paroi.
 - Au transfert par convection entre la paroi et le fluide froid.
 - Au salissement éventuel de chaque côté de la paroi. [20]

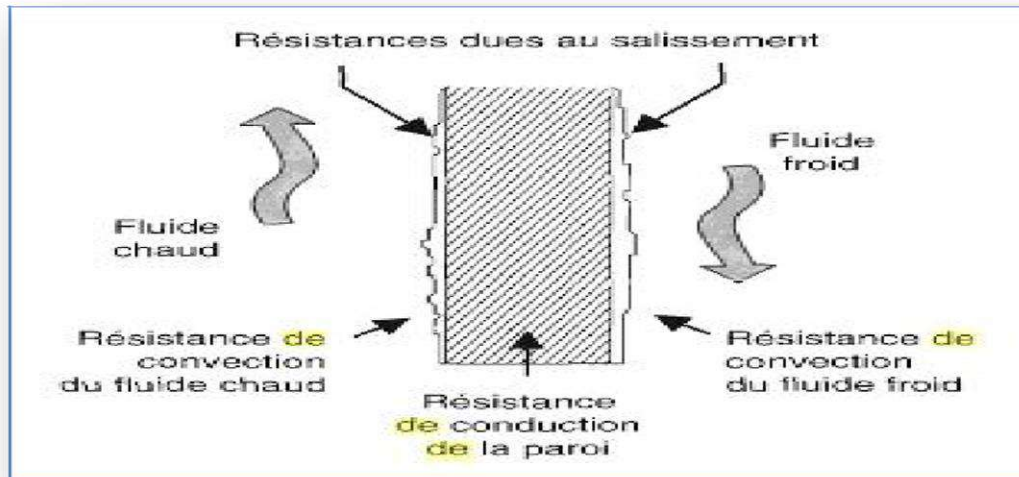


Figure (III.10) : Transfert de chaleur par contact indirect

III.3.2.2 Contact direct

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

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

[17]

III.3.3 Selon le type de courant de circulation

III.3.3.1 Contre-courant

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

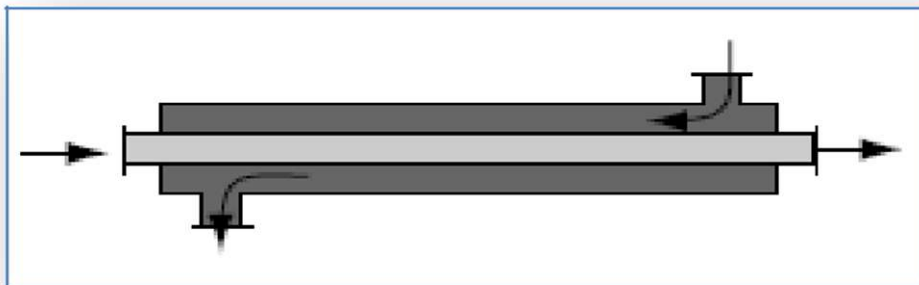


Figure (III.11) : Circulation à contre-courant

III.3.3.2 Co-courant

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

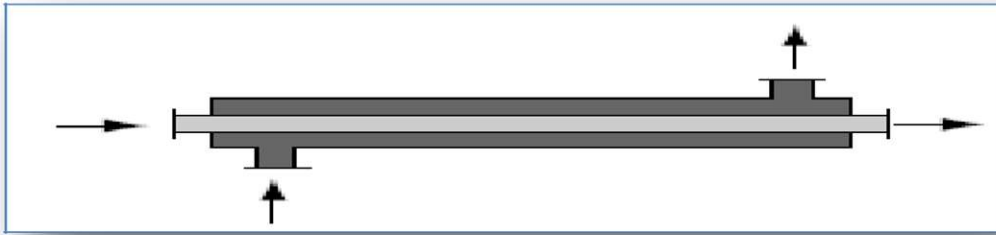


Figure (III.12) : Circulation à co-courant

III.3.3.3 Courant croisé

Les écoulements de deux fluides sont perpendiculaires entre eux. [21]

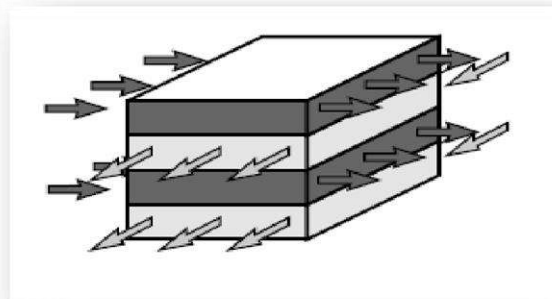


Figure (III.13) : Circulation courant croisé

III.3.4 Selon le nombre de passe :

Il y a les échangeurs mono passe et multi passe, le fluide est considéré d'avoir faire une seule passe s'il s'écoule à travers la section d'échangeur une seule fois. Dans le multi passe le fluide est reversé et s'écoule à travers la section deux fois ou plus. [17]

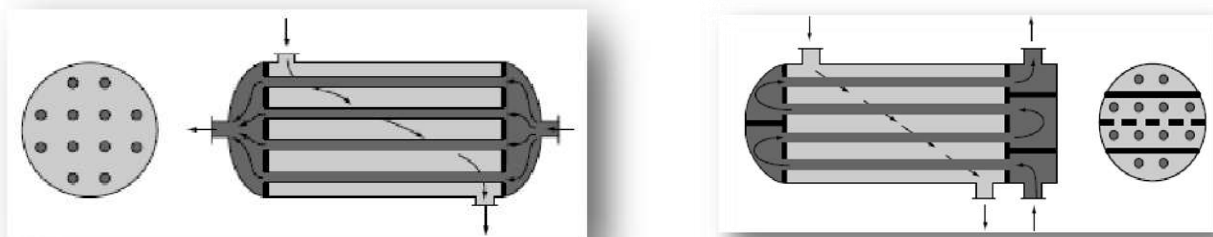


Figure (III.14) : 1 passe cote tube, 1 passe cote calandre /4 passes coté tube, 1 passe cote Calandre

III.3.5 Selon la phase de fluide

III.3.5.1 L'échangeur gaz-liquide

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

III.3.5.2 L'échangeur liquide-liquide

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

III.3.5.3 L'échangeur gaz-gaz

Dans plusieurs cas un gaz est comprimé pour que sa densité soit haute alors que l'autre soit à basse pression et basse densité par rapport à l'échangeur liquide-liquide, la dimension de ce type sera être plus large, parce que le coefficient de transfert de chaleur par convection de côté gaz est faible par rapport celui de côté liquide. [16]

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

III.3.6 Selon le mécanisme

III.3.6.1 Fonction de réfrigération

➤ **Réfrigérant (cooler) :**

Il refroidit un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide auxiliaire, généralement de l'eau.

➤ **Chiller :**

Il refroidit un fluide de procédé par évaporation d'un fluide frigorigène (ou par de l'eau réfrigérée). [18]

III.3.6.2 Fonction de réchauffage

➤ **Réchauffeur (heater) :**

Il réchauffe un fluide de procédé mais le terme s'emploie sur tout pour désigner l'appareil qui réchauffe un produit stocké généralement pour assurer sa perméabilité. [18]

III . 3. 6. 3 Fonction de condensation

➤ **Condenseur (condenser) :**

Il assure la condensation totale (total condenser) ou partielle (partial condenser) de vapeur par circulation d'eau ou d'un fluide de procédé suffisamment froid.

➤ **Aérocondenseur :**

Il a la même fonction que le précédent en utilisant l'air comme fluide froid. [18]

III.3.6.4 Fonction de vaporisation**➤ Vaporiseur (vaporiser) :**

Il assure la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé ; l'apport de chaleur étant fait par de la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé éventuellement en condensation.

➤ Rebouilleur (reboiler) :

Il vaporise une partie des produits de fonds de colonnes pour les renvoyer au fractionnement.

[18]

IV.1 Problématique

Dans ce chapitre, nous entamons l'étude de faisabilité d'installation de deux échangeurs faisceaux-calendres en stand-by de l'échangeur à plaque (E-601), déjà en service au niveau de centre de production Guellala.

Cette proposition est établie dans l'objectif d'assurer en continu le fonctionnement de l'unité et la production de GPL et du gaz léger dans le cas d'indisponibilité de l'échangeur à plaque E-601. En effet, l'unité de traitement de gaz Guellala, possède un seul échangeur de chaleur à plaque E601. Comme nous le savons bien, les équipements des installations de traitement de gaz nécessitent des inspections et des tests périodiques selon des règlements pour assurer leurs bons fonctionnements en toute sécurité.

L'objectif de cette étude est de faire face à ce problème en remédiant par l'installation de deux échangeurs de chaleur à faisceau-calendres en stand-by. Le choix des échangeurs faisceaux calendres est justifié par leur facilité de maintenance et de révision périodiques comparé aux échangeurs de chaleur à plaque ainsi que leurs coûts réduits par rapport à ces derniers.

L'étude est réalisée avec les logiciels de simulation Aspen Hysys et l'application de la méthode classique (méthode de KERN) pour le dimensionnement et les calculs, avec lequel on a déterminé les caractéristiques thermiques du gaz et du propane (fluide réfrigérant), et déterminé le type et les dimensions de cet équipement.

IV.2. Dimensionnement d'échangeur

Le dimensionnement des échangeurs de chaleur c'est un problème très complexe, sa Complexité vient de plusieurs facteurs qui sont :

- La grande diversité des appareils (échangeurs tubulaires, à plaques, etc.)
- La variété des régimes d'écoulement : simple phase en régime laminaire ou Turbulent, avec ou sans effet de convection naturelle, diphasique en évaporation ou en condensation, condensation avec ou sans incondensables, mélanges de fluides, etc.

IV.2.1 Choix de la méthode de dimensionnement

L'étude d'un échangeur peut se faire selon trois méthodes différentes :

- Méthode du nombre d'unité de transfert : NUT, appelée méthode de l'efficacité.

Méthode de la différence moyenne logarithmique : ΔT_{ML} . (Méthode de kern)

- Utilisant d'un logiciel de simulation/ dimensionnement.

Dans notre travail on a préféré utiliser la méthode : ΔT_{ML} (méthode de kern)

IV.2.2 Description de la méthode de KERN

Pour le calcul d'un échangeur à faisceau et calandre, on applique la méthode de KERN [22] [23], c'est une méthode semi empirique, basée sur un travail expérimental.

➤ **Bilan thermique**

Le bilan thermique global de l'appareil est présenté ainsi :

$$Q = M \times C_p(T_2 - T_1) = m \times C_p(t_2 - t_1) \quad [\text{IV.1}]$$

Les lettres majuscules sont réservées pour le fluide chaud et les lettres minuscules pour le fluide froid. Alors que les indices 1 et 2 correspondent respectivement aux conditions d'entrée et de sortie.

- M et m : Les débits massiques horaires des fluides (kg/ h)
- C_p : La chaleur spécifique des deux fluides (kcal/ kg °C).

D'autre part on peut appliquer l'équation de fourrier à l'ensemble de l'appareil :

$$Q = U \times A \times (\Delta TLM) \quad [\text{IV.2}]$$

Donc la surface d'échange A :

$$A = \frac{Q}{U \Delta TLM} \quad [\text{IV.3}]$$

A : La surface totale d'échange offerte par l'appareil.

U : Le coefficient de transfert de chaleur global.

ΔTLM : la différence de température moyenne logarithmique du fluide.

➤ **La température moyenne logarithmique :**

La différence moyenne de température liée avec le sens d'écoulement des deux fluides, qui peuvent circuler à contre-courant ou à courant parallèle. Elle est exprimée par la formule suivante:

$$\Delta TLM = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad [\text{IV.4}]$$

T₁ : la température entrée de fluide chaude.

T₂ : la température sortie de fluide chaude.

t₁ : la température entrée de fluide froid.

t₂ : la température sortie de fluide froid.

➤ **Estimation de la surface d'échange d'un tube :**

$$a = \pi \times d_{ext} \times L \quad [\text{IV.5}]$$

Où :

a : surface d'échange d'un tube

d_{ext} : diamètre extérieur du tube.

L : la longueur du tube.

➤ **Nombre de tube par calandre :**

$$N_t = \frac{A}{\pi \times d_e \times L \times n_c} \quad [\text{IV.6}]$$

Ou :

A : surface d'échange.

n_c : nombre de passe coté calandre.

➤ **Détermination U_s de l'appareil :**

$$U_s = U'_s \times \frac{N'_t}{N_t} \quad [\text{IV.7}]$$

IV.3 Description du logiciel de simulation HYSYS

Le simulateur est un outil précieux pour le calcul du procédé, il facilite énormément la tâche de l'ingénieur et lui fait gagner beaucoup de temps. Les logiciels de simulation sont de plus en plus nombreux, et parmi les logiciels les plus connus dans le domaine du génie chimique on a le logiciel HYSYS PROCESS.

IV.3.1 Introduction sur le simulateur de calcul HYSYS

HYSYS est un simulateur de calcul, c'est un produit qui continuellement élargit les limites du processus en engineering software. HYSYS permet de créer des modèles rigoureux statique et dynamique pour le design des unités.

A travers ses interfaces on a la possibilité de manipuler facilement les variables processus.

Le rôle de la simulation est d'améliorer la compréhension du processus pour permettre de prendre les meilleures décisions, les solutions apportées ont été et restent des simulations interactives.

Ces dernières n'ont pas seulement prouvé de faire l'utilisation la plus efficace de la simulation mais de construire un modèle interactif avec des résultats immédiats conception.

Les différentes tâches qu'un SIMULATEUR de procédé devrait effectuer sont :

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

IV.3.2 Le choix du modèle thermodynamique

Le logiciel offre une panoplie des modèles thermodynamiques pour le calcul des propriétés thermodynamiques tels que les constantes d'équilibres liquide vapeur, les enthalpies et les entropies ...etc. et les propriétés physico- chimiques tels que la masse volumique, la masse moléculaire.....etc

Ces modèles utilisent des outils très divers tel que :

- ❖ Les équations d'états de Peng-Robinson (PR), Choe-seader (CS), Soave-Ridlich-Kwong (SRK).
- ❖ Les corrélations empiriques et semi empiriques de Choe-Seader (CS) et Braun-Grayon (BG).
- ❖ Les lois des états correspondants.

IV.4 Description de l'échangeur E601

L'échangeur E-601 est un échangeur à plaques à ailettes brasées en aluminium placé verticalement, entièrement calorifugé, la surface d'échange est constituée par des plaques ondulées empilées les unes sur les autres. Les fluides circulent dans les interstices entre les plaques, avec une entrée des gaz d'alimentation et deux entrées liquide et gaz résiduel venant du ballon V600 et lié aux deux ballons de propane V601 et V602.



Figure (IV.1) : Echangeur à plaque E601



Figure (IV.2) : Echangeur à plaque E601 et deux ballons de propane V601 et V602.

IV.4.1 Le rôle de l'échangeur E 601 dans l'installation

L'échangeur E601 occupe une place importante dans l'UTG qui assure un double rôle : refroidissement le gaz d'alimentation (pour récupérer le maximum des liquides) et réchauffe le gaz résiduel C_1 , C_2 (envoyer vers les compresseurs KT603A/B ou K605/K606, pour assurer la continuité d'alimentation de gaz lift et vente) et C_3^+ comme une charge pour le dééthaniseur. Dans l'échangeur de chaleur à plaques, la réfrigération est réalisée en réchauffant le gaz résiduel (gaz lift ou gaz de vente) venant avec 24,5 Bars, la charge du dééthaniseur et le propane réfrigérant. Le propane réfrigérant est amené du ballon de circulation du réfrigérant N°1 (V601) et du ballon de circulation du réfrigérant N°2 (V602). Les vapeurs sortant du séparateur froid (V600) sont mélangées avec les vapeurs provenant du dééthaniseur et sont réchauffées dans l'échangeur de chaleur à plaques, puis sont envoyées aux compresseurs de gaz de vente (KT603 A/B ou K605/K606). Le liquide sortant du séparateur froid (V600), après avoir été pompé par la pompe d'alimentation de dééthaniseur (P601 A/B), est réchauffé et vaporisé partiellement dans l'échangeur de chaleur à plaques pour être encore traité.

IV.5 Caractéristiques géométriques des deux échangeurs

Dans cette partie, nous connaissons et décrivons les échangeurs faisceaux calandre E602 et E603 qui fait l'objet de la présente étude. En effet, comme tous les échangeurs à faisceaux calandre sont composé d'une calandre et d'un faisceau de tube comme nous l'avons auparavant décrit dans le chapitre III.

IV.5 .1 Echangeur E602

L'échangeur sous forme d'un faisceau de tubes et de type AEL (norme TEMA), contient double calandre en parallèle .

- ❖ **1^{er} Calandre** : Le gaz de procédé à l'intérieur des tubes et C3+ à l'intérieur de la Calandre.
- ❖ **2^{eme} calandre** : Le gaz de procédé à l'intérieur des tubes et gaz résiduel (gaz lift ou gaz de vente) à l'intérieur de la Calandre.

IV.5 .2 Echangeur E603

L'échangeur sous forme d'un faisceau de tubes et de type AEL (norme TEMA), contient double calandre en serie .

- ❖ **1^{er} Calandre** : Le gaz de procédé à l'intérieur des tubes et Propane (V501) à l'intérieur de la Calandre.
- ❖ **2^{eme} calandre** : Le gaz de procédé à l'intérieur des tubes et Propane (V502) à l'intérieur de la Calandre.



Figure (IV.3) : 2 Echangeur faisceau à double calandre.

IV.6 simulation de cas design et cas optimisé

IV.6.1 simulation de cas design

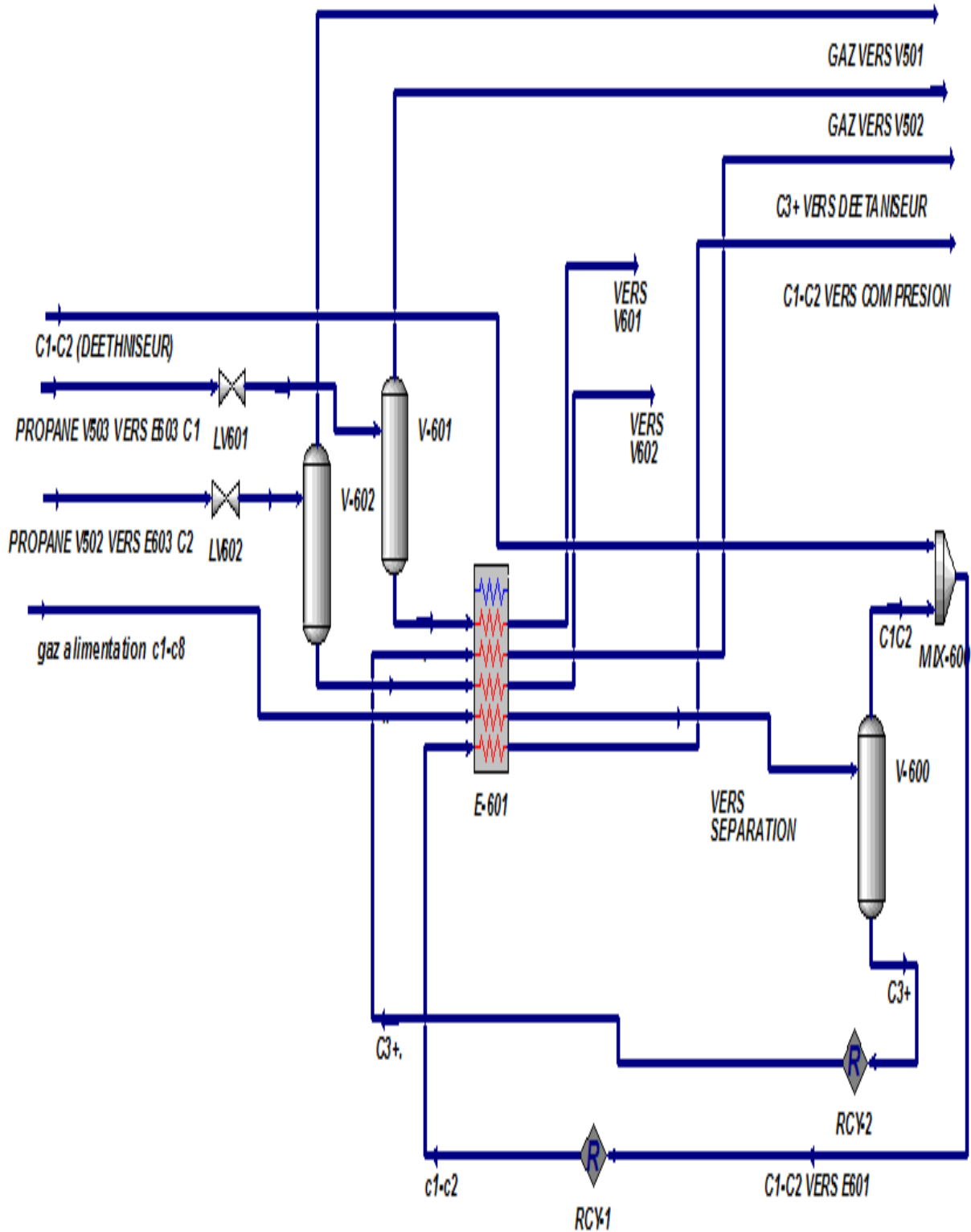


Figure (IV.4): Schéma de simulation cas design.

IV.6.1.1 Comparaison entre le cas design et le cas design simulé

Les paramètres de l'unité refroidissement de cas design et cas design simulé sont représentés dans

Le tableau suivant :

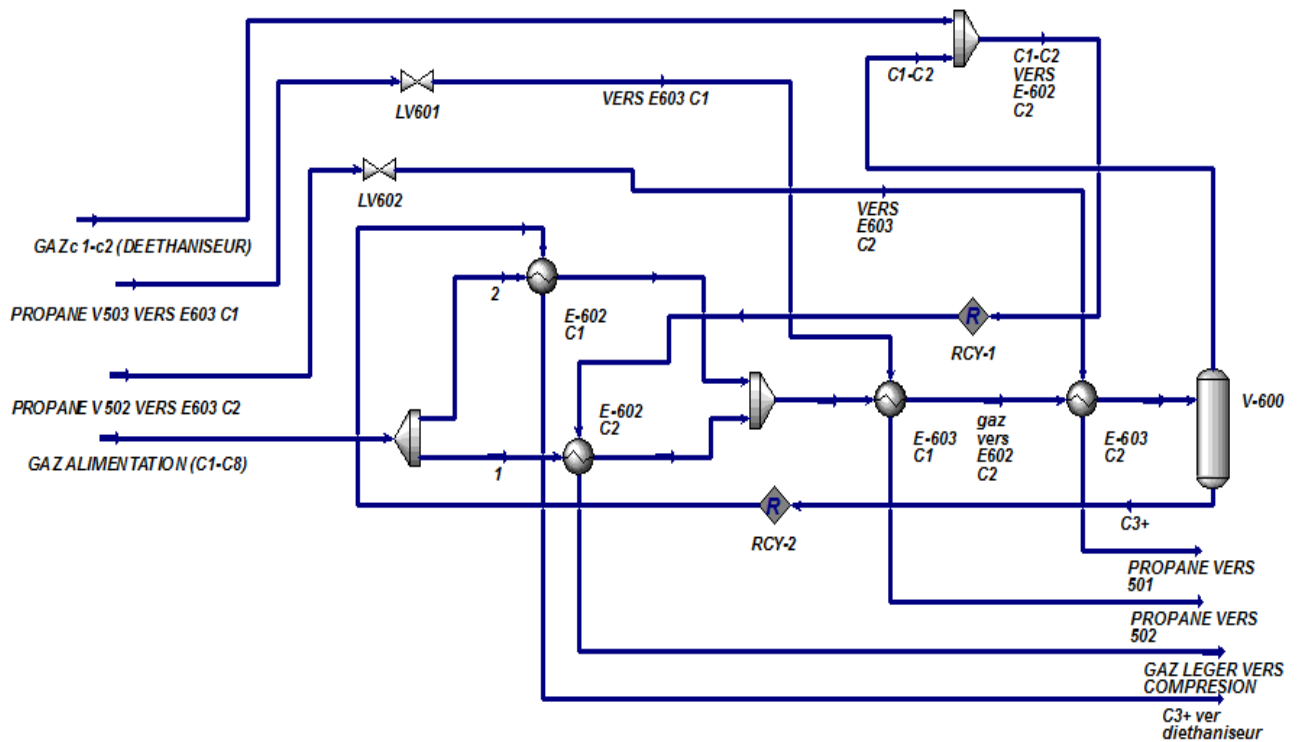
Tableau (IV.1): les paramètres de cas design et en cas design simulé

		Cas design		Cas design simulé		
Entre de ballon V600	Débit(kgmol/h)	4016		4016		
	La température(°C)	-18.48		-19.19		
	La pression(bar)	23		23.37		
Sortie de ballon V600	Têt et fond		Têt	fond	Têt	fond
	Les fraction (molaire)[A2][A1]	N2	0.032790	0.002017	0.0393	0.0022
		CO2	0.005018	0.0029001	0.0054	0.0029
		C1	0.606755	0.139070	0.7054	0.1427
		C2	0.193555	0.249899	0.1802	0.2523
		C3	0.19417	0.346306	0.0597	0.3447
		iC4	0.010601	0.047344	0.0031	0.0480
		nC4	0.029916	0.14564	0.0061	0.1424
		iC5	0.003927	0.0021510	0.0003	0.0208
		nC5	0.005682	0.031719	0.0004	0.0310
		C6	0.002004	0.01615	0.0000	0.113
		C7	0.000011	0.001905	0.0000	0.0017
	C8	0.000000	0.000063	0.0000	0.0000	
	Débit(kgmol/h)		3332.64	683.26	3315	701
	La température(°C)		-18.49	-18.49	-19.19	-19.19
La pression(bar)		22.99	22.99	23.37	23.37	
Sortie gaz lift	La temperature(°C)	23		23		
	La pression (bar)	22.22		21.31		
	Débit(kgmol/h)	3595.2512		3579		
Sortie C3+	La temperature(°C)	23		23		
	La pression (bar)	26		22.69		
	Débit(kgmol/h)	683.2617		701.4		
propane V503	La temperature(°C)	18.76		18.76		
	La pression (bar)	8.47		8.47		
	Débit(kgmol/h)	224.5		224.5		
Débit de propane V502	La temperature(°C)	-10.07		-10.07		
	La pression (bar)	3.49		3.49		
	Débit(kgmol/h)	279.2		279.2		

IV.6.1.2 Interprétation des résultats

Après La vérification les résultats sur le tableau, on a remarqué la similitude des valeurs entre le cas design et le cas design simulé avec une défférence négligeable. 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 optimisé.

IV.6.2 simulation de cas optimisé



E-602 C1		
Duty	3.793e+006	kJ/h
Tube Inlet Temperature	26.69	C
Tube Outlet Temperature	-4.355	C
Shell Inlet Temperature	-19.60	C
Shell Outlet Temperature	23.00	C

E-603 C1		
Duty	2.954e+006	kJ/h
Tube Inlet Temperature	-2.446	C
Tube Outlet Temperature	-9.338	C
Shell Inlet Temperature	-9.347	C
Shell Outlet Temperature	-7.943	C

E-602 C2		
Duty	7.160e+006	kJ/h
Tube Inlet Temperature	26.69	C
Tube Outlet Temperature	-1.537	C
Shell Inlet Temperature	-19.75	C
Shell Outlet Temperature	23.00	C

E-603 C2		
Duty	4.610e+006	kJ/h
Tube Inlet Temperature	-9.338	C
Tube Outlet Temperature	-19.59	C
Shell Inlet Temperature	-24.97	C
Shell Outlet Temperature	-23.64	C

Figure (IV.5) : schéma simulation cas optimisé.

IV.6.2.1 La comparaison entre cas design simulé et cas optimisé

Toutes les paramètres importantes qui affectent la section de refroidissement sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau (IV.2) : les paramètres de cas design simulé et cas optimisé

		Cas design simulé		Cas optimiser		
Entree de ballon V600	Débit(kgmol/h)	4016		4016		
	La temperature(°C)	-19.19		-19.59		
	La pression (bar)	23.37		22		
Sortie de ballon V600	Têt et fond		Têt	fond	Têt	fond
	Les fraction[A4][A3]	N2	0.0393	0.0022	0.039	0.0021
		CO2	0.0054	0.0029	0.0054	0.0028
		C1	0.7054	0.1427	0.7016	0.1340
		C2	0.1802	0.2523	0.1821	0.2464
		C3	0.0597	0.3447	0.0615	0.3495
		iC4	0.0031	0.0480	0.0032	0.0496
		nC4	0.0061	0.1424	0.0064	0.1479
		iC5	0.0003	0.0208	0.0003	0.0217
		nC5	0.0004	0.0310	0.0004	0.0324
		C6	0.0000	0.113	0.0000	0.0118
	C7	0.0000	0.0017	0.0000	0.0018	
	C8	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
	Débit(kgmol/h)		3315	701	3348	668.3
La temperature(°C)		-19.19		-19.59		
La pression (bar)		23.37	23.37	22	21.98	
Sortie gaz lift	La temperature(°C)	23		23		
	La pression (bar)	21.31		21.29		
	Débit(kgmol/h)	3579		3611		
Sortie C3+	La temperature(°C)	23		23		
	La pression (bar)	22.69		26.39		
	Débit(kgmol/h)	701.4		668.7		
propane V503	La temperature(°C)	18.76		18.76		
	La pression (bar)	8.47		8.47		
	Débit(kgmol/h)	224.5		224.5		
Débit de propane V502	La temperature(°C)	-10.07		-10.07		
	La pression (bar)	3.49		3.49		
	Débit(kgmol/h)	279.2		279.2		

IV.6.2.2 Interprétation des résultats :

- On résulte que la récupération des gaz lift dans le Cas optimiser est plus élevée par rapport au Cas design simulé qui est traduite par l'augmentation de leur fractions molaire dans le tableau précédant.
- Les résultats des variables obtenus de notre simulation des échangeurs dans le cas optimisé par rapporte aux cas design se rapprochent ,donc on concluez que notre optimisation est satisfait.

IV.7 Calculs des échangeurs

IV.7.1. Calcul de l'échangeur E602

IV.7.1.1 Calcul de la 1^{ère} calandre

IV.7.1.1.1 Composition des charges et leurs caractéristiques thermo physique

❖ Composition de gaz procédé et de la charge froide (C3+):

Le tableau (IV.3) comporte les compositions recueillies à partir bilan de matières (voir annexe N°1,2 et 3)

Tableau (IV.3) : composition de gaz d'alimentation et la charge froide.

	charge froide C3+	32 gaz de procédé
	Constituants % molaire	
Nitrogen	0.0021	0.039096
CO2	0.0028	0.005452
Méthane	0.1340	0.702640
Ethane	0.2464	0.182004
Propane	0.3495	0.003068
i-Butane	0.0496	0.003068
n-Butane	0.1479	0.006188
i-Pentane	0.0217	0.000322
n-Pentane	0.0324	0.000344
n-Hexane	0.0118	0.000033
n-Heptane	0.0018	0.000001

❖ Caractéristiques thermo physiques des deux fluides des échangeurs

Les tableaux (IV.4) et (IV.5) comportent les données de base recueillies à partir des fiches techniques des échangeurs à plaque E601 [23] et le bilan de matières (voir annexe N° 2et 3).

Tableau (IV.4) : Les propriétés thermo physique de gaz d'alimentation et la charge froide C3⁺.

	Unité	charge froide C3 ⁺	32% gaz de procédé
Chaleur spécifique Cp	KJ/Kg.°C	2.260	6.533
Masse volumique ρ	Kg/m ³	537.3	27.16
Conductivité λ	w/m.°C	2,18. 10-2	2,53.10-2
Viscosité μ	Kg/m.s	/	0.42

Tableau (IV.5) : Les paramètres de fonctionnement de 1ere calandre de l'échangeur E602.

	Unité	charge froide C3 ⁺	32% gaz de procédé
Débit massique Q _m	Kg/h	31836.5457	27907.7535
Température d'entrée	°C	-19.6	26
Température de sortie	°C	23	-4

IV.7.1.1.2 Choix d'écoulement des fluides (côté faisceau ou calandre)

- **Côté faisceau :** 32 % gaz de procédé
- **Côté calandre :** charge froide C3⁺

Type de l'échangeur : L'échangeur de type AEL selon la norme TEMA [18]

IV.7.1.1.3 Application de la méthode classique de KERN

a) Calcul de la quantité de chaleur

- **Calcul de la quantité de chaleur coté tube**

D'après l'équation [IV.1] :

$$Q = 31836.5457 \times 6.533 \times (26 - 4) = 4575739.3672782$$

$$Q=4575739.3672782 \text{ KJ/h}$$

b) Calcul de la température moyenne logarithmique(DTLM)

D'après l'équation [IV.4]:

$$\Delta TLM = \frac{(26 - 23) - (-4 + 19)}{\ln \frac{(26 - 23)}{(-4 + 19)}} = \frac{3 - 15}{\ln \frac{3}{15}} = 7.45$$

$$\Delta TLM = 7.45$$

c) Détermination de Nombre de passe

- **Calcul du Facteur de correction (F)**

Le Facteur de correction (F) varie en fonction du nombre de passe coté calandre, il prend dans le cas idéal la valeur de 1, ce facteur de correction est tiré à partir des abaques après avoir calculé les rapports E et R. Pour plus de détails voir (l'annexe 6).

F=f (E, R)

$$R = \frac{(-19.6 - 23)}{(-4 - 20)} = 1.42$$

$$E = \frac{(-4 - 26)}{(-19.6 - 26)} = 0.65$$

À partir de l'abaque le Facteur $F = 0.75$ (voir annexe 6) À partir de l'abaque (d) on a 4 passe côté calandre, 8 passes coté tube.

$$\Delta TLM_c = F \times \Delta TLM = 0.75 \times 7.45 = 5.805 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM_c = 6.705 \text{ } ^\circ\text{C}$$

d) Estimation du coefficient de transfert sale U_s'

Estimation d' U_s' :

D'après le tableau (voir l'annexe 5)

$$U_s' = 285 \text{ kcal/h.m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$$

e) Estimation de la surface d'échange (A')

D'après l'équation [IV.3] :

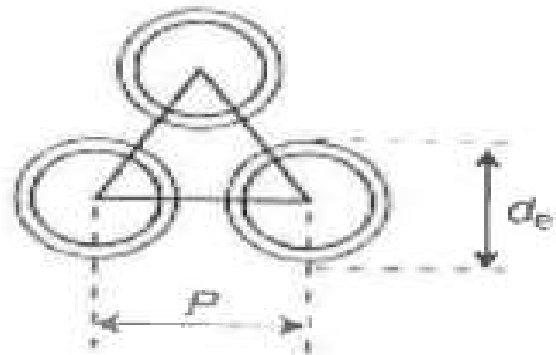
$$A' = \frac{4575739.3672782}{285 \times 4.18 \times 5.805} = 661.66$$

$$A' = 661.66 \text{ m}^2$$

f) Choix des caractéristiques des tubes

Selon le standard TEMA et les échangeurs commerciaux, on propose un échangeur de chaleur dont les caractéristiques des tubes sont (voir l'annexe 7)

- La longueur : $L=20\text{ft}=6.096 \text{ m}$.
- Diamètre extérieur : $d_{ext}= 0,01905 \text{ m}$.
- Diamètre intérieur : $d_i=0,01483 \text{ m}$.
- L'épaisseur : $e=0,0021 \text{ m}$.
- La section : $S= 0,000172 \text{ m}$.
- Disposition des tubes en triangle.
- Le pas : $P= 0,02381 \text{ m}$.



g) La surface d'échange d'un tube

D'après l'équation [IV.5] :

$$a = 3.14 \times 0.01905 \times 6,096 = 0.364$$

$$a=0,364 \text{ m}^2.$$

h) Le nombre de tubes par calandre

D'après l'équation [IV.6] :

$$N_T' = \frac{661.66}{0.364 \times 4} = 454.4$$

$$N_T' = 454 \text{ tubes}$$

Donc le nombre de tubes le plus proche à celui calculé est $N_t = 434$ tubes voire (l'annexe-4). Le diamètre de la calandre D_c est de 635 mm soit 25 inch

i) Détermination U_s de l'appareil

D'après l'équation [IV.7]

$$U_s = 285 \times \frac{454}{434} = 298.13$$

$$U_s = 298.13 \text{ Kcal/h m}^2\text{°C}$$

IV.7.1.2 Calcul de 2^{ème} calandre de l'échangeur E602

IV.7.1.2.1 Composition des charges et leurs caractéristiques thermo physique

❖ Composition de gaz lift et de gaz de refoulement de 1^{ère} calandre

Le tableau (IV.6) comporte les compositions recueillies à partir bilan de matières (voir annexe 10).

Tableau (IV.6) : compositions de propane et de gaz de refoulement de 2^{ème} calandre.

	Charge froide	68% gaz de procédé
	Constituants % molaire	
Nitrogène	0.039	0.039096
CO2	0.0054	0.005452
Méthane	0.7016	0.702640
Ethane	0.1821	0.182004
Propane	0.0615	0.003068
i-Butane	0.0032	0.003068
n-Butane	0.0064	0.006188
i-Pentane	0.0003	0.000322
n-Pentane	0.0004	0.000344
n-Hexane	00000	0.000033
n-Heptane	00000	0.000001
n-Octane	00000	0.0000

❖ Caractéristiques thermo physiques des deux fluides de l'échangeur

Les tableaux (IV.7) et (IV.8) comportent les données de base recueillies à partir des fiches techniques des échangeurs à plaque E601 [23] et le bilan de matières (voir annexe 8) et logiciel HYSYS.

Tableau (IV.7): Les propriétés thermo physique de propane et de gaz lift

	Unité	Gaz froid	68% gaz de procédé
Chaleur spécifique C_p	KJ/Kg°C	7.225	6.533
Masse volumique ρ	Kg/m ³	26.33	27.16
Conductivité λ	W/m.°C	$2.568 \cdot 10^{-2}$	$2.97 \cdot 10^{-2}$
Viscosité μ	Kg/m.s	0.4266	0.3848

Tableau (IV.8) : Les paramètres de fonctionnement de la 2eme calandre de l'échangeur

	Unité	Gaz froide	68% gaz de procédé
Débit massique Qm	Kg/h	78210.3493	67652.6596
Température d'entrée	°C	-19.75	26
Température de sortie	°C	23	-1.537

IV.7.1.2.2 Choix d'écoulement des fluides (côté faisceau ou calandre)

- **Côté faisceau :** 68% gaz de procédé
- **Côté calandre :** Gaz froide (gaz lift)

Type de l'échangeur : L'échangeur de type AEL

IV.7.1.2.3 Application de la méthode classique de KERN**a) Calcul de la quantité de chaleur****Calcul de la quantité de chaleur coté tube**

D'après l'équation [IV.1] :

$$Q = 67652.6596 \times 6.533 \times (26 + 1.537) = 12170660.76$$

$$Q=12170660.76 \text{ KJ/h}$$

b) Calcul de la température moyenne logarithmique(DTLM)

La différence moyenne de température est exprimée par la formule suivante :

D'après l'équation [IV.4] :

$$\Delta TLM = \frac{(26 - 23) - (-1.537 + 19.75)}{\ln \frac{(26 - 23)}{(-1.537 + 19.75)}} = \frac{3 - 18.213}{\ln \frac{3}{18.213}} = 8.43$$

$$\Delta TLM = 8.43^\circ\text{C}$$

c) Détermination du nombre de passe

- **Calcul du Facteur de correction (F)**

Le Facteur de correction (**F**) varie en fonction du nombre de passe coté calandre, il prend dans le cas idéal la valeur de 1, ce facteur de correction est tiré à partir des abaques après avoir calculé les rapports E et R.

Pour plus de détails voir (l'annexe 6).

$$R = \frac{(-19.75 - 23)}{(-1.537 - 26)} = 1.55$$

$$E = \frac{(-1.537 - 26)}{(-19.75 - 26)} = 0.6$$

À partir de l'abaque le Facteur $F = 0.8$ (voir annexe 6) À partir de l'abaque (d) on a 4 passe côté calandre, 8 passes coté tube.

$$\Delta TLM_C = F \times \Delta TLM = 0.8 \times 8.43 = 6.744^\circ C$$

$$\Delta TLM_C = 6.744^\circ C$$

d) Estimation du coefficient de transfert sale U_s '

Estimation d' U_s :

D'après le tableau (voir l'annexe 5)

$$U_s = 285 \text{ kcal/h.m}^2^\circ C$$

e) Estimation de la surface d'échange (A')

D'après l'équation [IV.3] :

$$A' = \frac{12170660.76}{285 \times 4.18 \times 6.744} = 1514.87$$

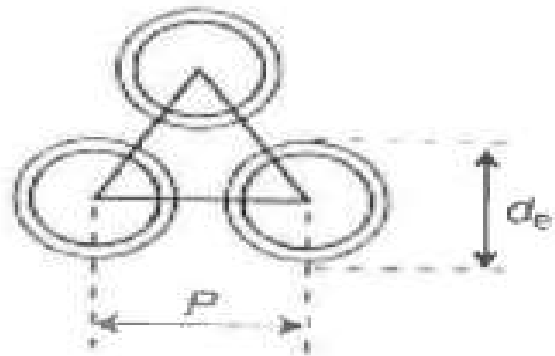
$$A' = 1514.87 \text{ m}^2$$

f) Choix des caractéristiques des tubes :

Selon le standard TEMA et les échangeurs commerciaux, on propose un échangeur de chaleur.

Dont les caractéristiques des tubes sont [Annexe 7] :

- La longueur : $L=20\text{ft}=6.096 \text{ m}$.
- Diamètre extérieur : $d_{\text{ext}}=0,01905 \text{ m}$.
- Diamètre intérieur : $d_i=0,01483 \text{ m}$.
- L'épaisseur : $e=0,0021 \text{ m}$.
- La section : $S=0,000172 \text{ m}$.
- Disposition des tubes en triangle.
- Le pas : $P=0,02381 \text{ m}$.



g) Le surface d'échange d'un tube

D'après l'équation [IV.5] :

$$a = 3.14 \times 0.01905 \times 6,096 = 0.364$$

$$a=0.364 \text{ m}^2$$

h) Le nombre des tubes par calandre

D'après l'équation [IV.6] :

$$N'_T = \frac{1514.87}{0.364 \times 4} = 1040.4$$

$$N'_T = 1040 \text{ tubes}$$

Donc le nombre de tubes le plus proche à celui calculé est **Nt = 1072 tubes** voire (l'annexe-4).

Le diamètre de la calandre Dc est de **940 mm** soit **37 inch**

i) Détermination Us de l'appareil

D'après l'équation [IV.7] :

$$U_s = 285 \times \frac{1040}{1072} = 276.4$$

$$U_s = 276.4 \text{ Kcal/h m}^2\text{°C}$$

IV.7.2 calcul de l'échangeur E603

IV.7.2.1 Calcul du 1^{er} calandre

IV.7.2.1.1 Composition des charges et leurs caractéristiques thermo physique

❖ Composition de gaz d'alimentation et de la charge froide

Les tableaux (IV.9) comportent les données de base recueillies à partir des fiches le bilan de matières (voir annexe N° 03 et 08).

Tableau (IV.9) : composition de propane(V501) et gaz de procédé

	Charge froide propane(V503)	gaz de procédé (sortie E602)
	Constituants % molaire	
Nitrogen	/	0.039096
CO2	/	0.005452
Méthane	/	0.702640
Ethane	0.022374	0.182004
Propane	0.965339	0.003068
i-Butane	0.012288	0.003068
n-Butane	/	0.006188
i-Pentane	/	0.000322
n-Pentane	/	0.000344
n-Hexane	/	0.000033
n-Heptane	/	0.000001
n-Octane	/	0.0000

❖ Propriété thermo-physiques des gaz et les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E603

Les tableaux (IV.10) et (IV.11) comportent les données de base recueillies à partir des fiches techniques des échangeurs à plaque E601 [23], le bilan de matières (voir annexe N° 03 et 08) et logiciel HYSYS.

Tableau (IV.10): Propriété thermo-physiques de Gaz alimentation et propane (V503).

	Unité	gaz de procédé	Propane (V503)
Chaleur spécifique Cp	KJ/Kg°C	2.182	2.284
Masse volumique ρ	Kg/m ³	32.27	39.33
Conductivité λ	KJ/m.h.°C	6.153	2.058
Viscosité μ	Kg/m.s	/	/

Tableau (IV.11) : les paramètres de fonctionnement la 1^{ère} calandre de l'échangeur E603.

	Unité	gaz de procédé	propane(V503)
Débit massique Q _m	Kg/h	99489.2053	9910.896
Température d'entrée	°C	-2.446	-9.347
Température de sortie	°C	-9.338	-7.338

IV.7.2.1.2 Choix d'écoulement des fluides (côté faisceau ou calandre)

- **Côté faisceau :** Gaz de procédé (sortie E602)
- **Côté calandre :** Propane (V503)

Type de l'échangeur : L'échangeur de type AEL

IV.7.2.1.3 Application de la méthode classique de KERN

a) Calcul de la quantité de chaleur

A. Calcul de la quantité de chaleur coté calandre

D'après l'équation [IV.1] :

$$Q = 99489.2053 \times 2.182 \times (-2.446 - (-9.338)) = 1496152.89$$

$$Q=1496152.89 \text{ KJ/h}$$

b) Calcul de la température moyenne logarithmique(DTLM)

D'après l'équation [IV.4] :

$$\Delta TLM = \frac{(-2.446 + 9.347) - (-7.338 + 9.338)}{\ln \frac{(-2.446 + 9.347)}{(-7.338 + 9.338)}} = 3.98$$

$$\Delta TLM = 3.98^\circ\text{C}$$

c) Détermination du nombre de passe

- **Calcul du Facteur de correction (F)**

Le Facteur de correction (**F**) varie en fonction du nombre de passe coté calandre, il prend dans le cas idéal la valeur de 1, ce facteur de correction est tiré à partir des abaques après avoir calculé les rapports E et R. Pour plus de détails voir (l'annexe 6).

$$F=f(E, R)$$

(Pour les évaporateurs et condenseurs $F=1$) [24]

À partir de l'abaque le Facteur $F = 1$ (voir annexe 6) À partir de l'abaque (b) on a 2 passe côté calandre, 4 passes côté tube

$$\Delta TLM_c = F \times \Delta TLM = 1 \times 3.98 = 3.98^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM_c = 3.98^\circ\text{C}$$

d) Estimation du coefficient de transfert sale $U's$

Estimation d' $U's$:

D'après le tableau (voir l'annexe 5) :

$$U's = 285 \text{ kcal/h.m}^2\text{C}$$

e) Estimation de la surface d'échange (A')

D'après l'équation [IV.3] :

$$A' = \frac{1496152.89}{285 \times 4.18 \times 3.98} = 315.55$$

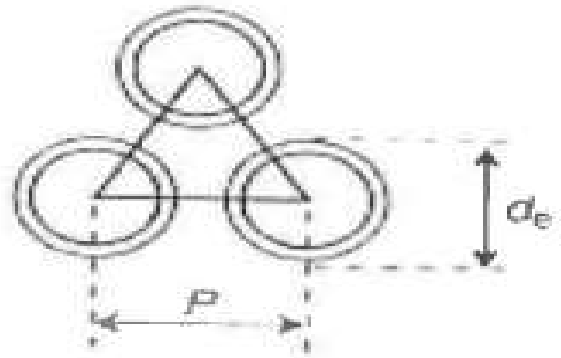
$$A' = 315.55 \text{ m}^2$$

f) Choix des caractéristiques des tubes

Selon le standard TEMA et les échangeurs commerciaux, on propose un échangeur de chaleur.

Dont les caractéristiques des tubes sont [Annexe 7]:

- La longueur : $L=20\text{ft}=6.096 \text{ m}$.
- Diamètre extérieur : $d_{\text{ext}}= 0,01905 \text{ m}$.
- Diamètre intérieur : $d_i=0,01483 \text{ m}$.
- L'épaisseur : $e=0,0021 \text{ m}$.
- La section : $S= 0,000172 \text{ m}$.
- Disposition des tubes en triangle.
- Le pas : $P= 0,02381 \text{ m}$.



g) La surface d'échange d'un tube

D'après l'équation [IV.5] :

$$a = 3.14 \times 0.01905 \times 6,096 = 0.364$$

$$a=0.364\text{m}^2$$

h) Le nombre de tubes par calandre

D'après l'équation [IV.6] :

$$N'_T = \frac{315.55}{0.364 \times 2} = 433.4$$

$$N'_T = 433 \text{ tubes}$$

Donc le nombre de tubes le plus proche à celui calculé est **Nt = 468 tubes** voire (l'annexe-4). Le diamètre de la calandre D_c est de **635 mm** soit **25 inch**

i) Détermination U_s de l'appareil

D'après l'équation [IV.7] :

$$U_s = 285 \times \frac{433}{468} = 263.68$$

$$U_s = 263.6 \text{ Kcal/h m}^2\text{°C}$$

IV.7.2.2 calcul de la 2^{ème} calandre de l'échangeur E603

IV.7.2.2.1 Composition des charges et leurs caractéristiques thermo physique

❖ Composition de gaz d'alimentation et de la charge froide :

Les tableaux (IV.12) comportent les données de base recueillies à partir des fiches le bilan de matières (voir annexe 3).

Tableau (IV.12) : composition de gaz de procédé et charge froide Propane (V502)

	Charge froide propane (V502)	gaz de procédé (sortie E603 C1)
	Constituants % molaire	
Nitrogen	/	0.039096
CO2	/	0.005452
Méthane	/	0.702640
Ethane	0.00931	0.182004
Propane	0.9744117	0.003068
i-Butane	0.016574	0.003068
n-Butane	/	0.006188
i-Pentane	/	0.000322
n-Pentane	/	0.000344
n-Hexane	/	0.000033
n-Heptane	/	0.000001
n-Octane	/	0.0000

❖ Propriété thermo-physiques des gaz et les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E603 :

Les tableaux (IV.13) et (IV.14) comportent les données de base recueillies à partir des fiches techniques des échangeurs à plaque E601 [23], le bilan de matières (voir annexe N° 03 et 08) et logiciel HYSYS.

Tableau (IV.13) : Propriété thermo-physiques de Gaz alimentation et propane (V502).

	Unité	gaz de procédé	Propane (V502)
Chaleur spécifique Cp	KJ/Kg°C	2.193	2.235
Masse volumique ρ	Kg/m ³	33.10	48.92
Conductivité λ	KJ/m.h.°C	/	/
Viscosité μ	Kg/m.s	/	/

Tableau (IV.14) : les paramètres fonctionnement de 2^{eme} calandre de l'échangeur E603.

	Unité	gaz de procédé	propane(V502)
Débit massique Q _m	Kg/h	99489.2053	12365.7799
Température d'entrée	°C	-9.338	-24.97
Température de sortie	°C	-19.59	-23.64

IV.7.2.2.2 Choix d'écoulement des fluides (côté faisceau ou calandre)

- **Côté faisceau :** Gaz de procédé (sortie E603 C1)
- **Côté calandre :** Propane (V502)

Type de l'échangeur : L'échangeur de type AEL

IV.7.2.2.3 Application de la méthode classique de KERN**a) Calcul de la quantité de chaleur****Calcul de la quantité de chaleur coté calandre**

D'après l'équation [IV.1] :

$$Q = 99489.2053 \times 2.182 \times (-9.338 - (-19.59)) = 1496152.89$$

$$Q=2225561.059 \text{ KJ/h}$$

b) Calcul de la température moyenne logarithmique(DTLM)

D'après l'équation [IV.4] :

$$\Delta TLM = \frac{(-9.338 + 23.64) - (-19.59 + 24.97)}{\ln \frac{(-9.338 + 23.64)}{(-19.59 + 24.97)}} = 9.12$$

$$\Delta TLM = 9.12^\circ C$$

c) Détermination du nombre de passe• **Calcul du Facteur de correction (F)**

Le Facteur de correction (**F**) varie en fonction du nombre de passe coté calandre, il prend dans le cas idéal la valeur de 1, ce facteur de correction est tiré à partir des abaques après avoir calculé les rapports E et R. Pour plus de détails voir (l'annexe 6).

F=f (E, R)

(Pour les évaporateurs et condenseurs $F=1$) [24]

À partir de l'abaque le Facteur $F = 0.96$ (voir annexe 6) À partir de l'abaque (a) on a 1 passe côté calandre, 2 passes côté tube.

$$\Delta TLM_C = F \times \Delta TLM = 0.96 \times 8.57 = 9.12^\circ C$$

$$\Delta TLM_C = 9.12^\circ C$$

d) Estimation du coefficient de transfert sale $U's'$:

Estimation d' $U's'$:

D'après le tableau (voir l'annexe 5)

$$U's = 285 \text{ kcal/h.m}^2 C$$

e) Estimation de la surface d'échange (A') :

D'après l'équation [IV.3] :

$$A' = \frac{2225561.059}{285 \times 4.18 \times 9.12} = 204.84$$

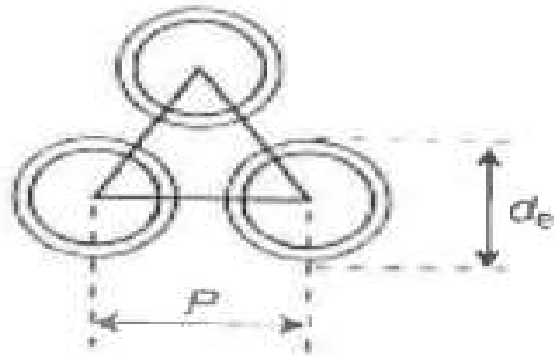
$$A' = 204.84 \text{ m}^2$$

f) Choix des caractéristiques des tubes :

Selon le standard TEMA et les échangeurs commerciaux, on propose un échangeur de chaleur.

Dont les caractéristiques des tubes sont [Annexe 7] :

- La longueur : $L=20\text{ft}=6.096 \text{ m}$.
- Diamètre extérieur : $d_{ext}= 0,01905 \text{ m}$.
- Diamètre intérieur : $d_i=0,01483 \text{ m}$.
- L'épaisseur : $e=0,0021 \text{ m}$.
- La section : $S= 0,000172 \text{ m}$.
- Disposition des tubes en triangle.
- Le pas : $P= 0,02381 \text{ m}$.



g) La surface d'échange d'un tube :

D'après l'équation [IV.5] :

$$a = 3.14 \times 0.01905 \times 6,096 = 0.364$$

$$a=0.364\text{m}^2$$

h) Le nombre de tubes par calandre :

D'après l'équation [IV.6] :

$$N'_T = \frac{204.84}{0.364 \times 2} = 281.37$$

$$N'_T = 281 \text{ tubes}$$

Donc le nombre de tubes le plus proche à celui calculé est **Nt = 252 tubes** voire (l'annexe-4). Le diamètre de la calandre Dc est de **489 mm** soit **19 inch**

i) Détermination Us de l'appareil :

D'après l'équation [IV.7] :

$$U_s = 285 \times \frac{281}{252} = 317.7$$

$$U_s = 317.7 \text{ Kcal/h m}^2\text{°C}$$

IV.8 Résultats pour les deux échangeurs E602 et E603

Les résultats de tableau (IV.15) obtenus par le calcul se présentent sous forme le tableau suivant :

Tableau (IV.15) : Résultats pour les deux échangeurs E602 et E603.

	Echangeur E602		Echangeur E603		unité
	1 ^{er} Calandre	2 ^{eme} calandre	1 ^{er} Calandre	2 ^{eme} calandre	
Coté tube					
Fluide	gaz de procédé 32%	gaz de procédé 68%	gaz de procédé	gaz de procédé	
Langueur	6.096	6.096	6.096	6.096	m
d _{int}	0,01483	0,01483	0,01483	0,01483	m
d _{ext}	0,01905	0,01905	0,01905	0,01905	m
Pas (position triangulaire)	0,02381	0,02381	0,02381	0,02381	m
Nombre de passe (calandre)	4	4	2	2	
Nombre de passe (Tube)	8	8	4	4	
Q	4575739.36	12170660.76	1496152.89	2225561.05	J/h
DTLM	6.705	6.744	3.98	9.12	°C
Us estimé	298.13	276.4	263.6	317.7	Kcal/hm ² °C
Nombre des tubes	434	1072	468	252	
Surface d'échange	661.66	1514.87	315.55	204.84	m ²
Coté calandre					
Fluide	C3+	Gaz lift	Propane (V503)	Propane (V502)	
Diamètre intérieur D _{int}	635	940	635	489	mm

IV .9 Conclusion

Les résultats des variables obtenus de notre simulation des échangeurs dans le cas optimisé sont approximative par rapporte aux cas design avec une défférence négligeable c'est-à-dire que les dimentions donné et utilisées dans les calculs donne un bonne resultats et d'améliorer le rendement que ce lui l'échangeur à plaque existé .

Conclusion général

Dans notre étude nous avons essayé d'optimiser les paramètres opératoire de la section de refroidissement à l'aide de l'outil HYSYS au niveau de l'UTG Guellala, dans le but d'améliorer la récupération du GPL et condensât et réduire la consommation d'énergie.

L'étude réalisée sur la section de refroidissement par l'installation d'une série d'échangeurs faisceaux calandre remplacer l'échangeur à plaque E-601. Par la simulation de cette section à l'aide de l'outil Hysys avec les données du cas Design et cas optimise, et déterminé les dimensions les deux échangeurs refroidisseurs à double calandre par (méthode de KERN). En conclue que :

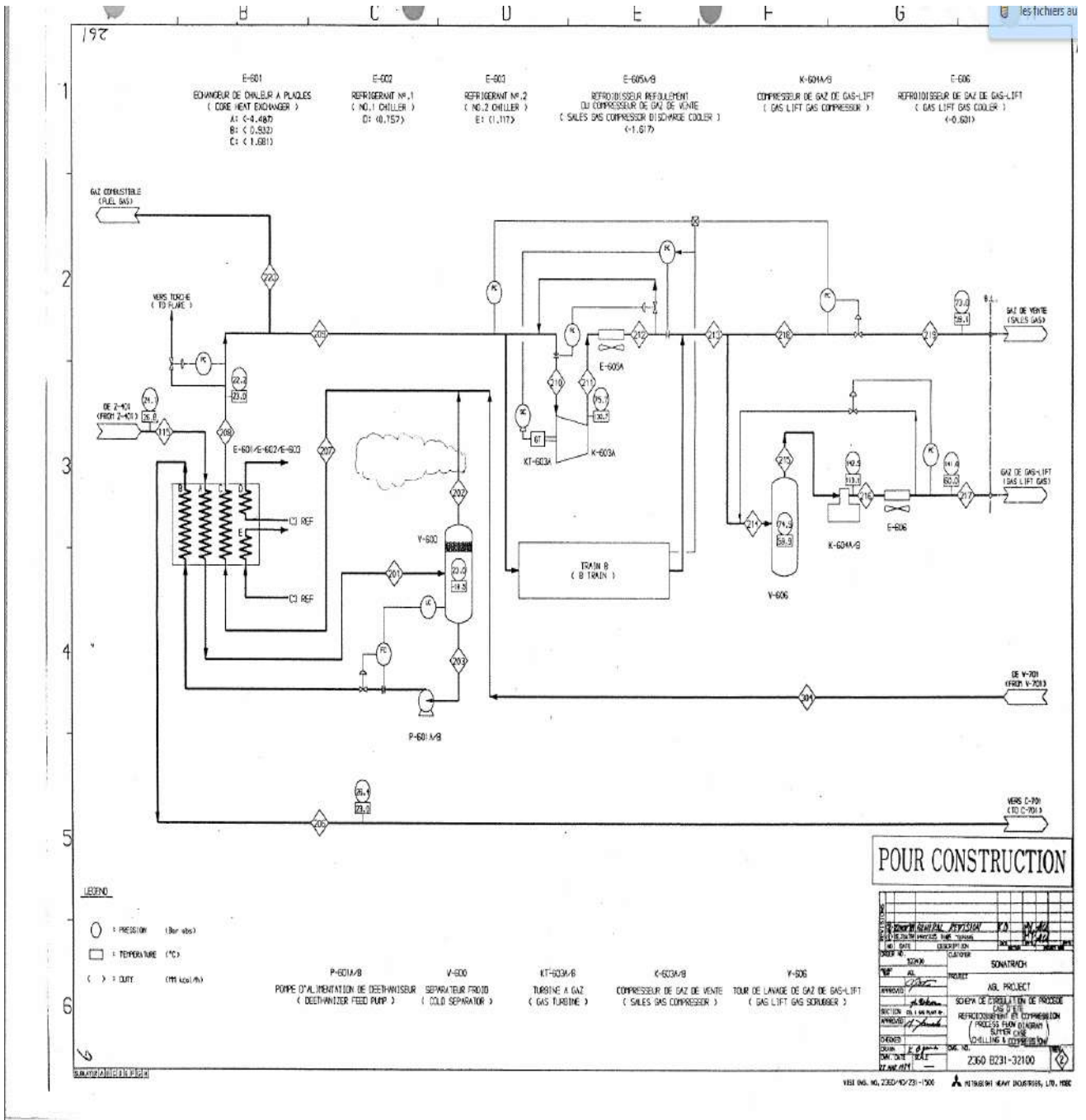
- Assurer le bon fonctionnement de la section la section de refroidissement
- la récupération des gaz lift dans le Cas optimiser est plus élevée par rapport au Cas design simulé
- Obtenir des produits finis améliorés conformes aux spécifications commerciales

Références

- [1] A.H.Younger,P - Natural gas processing principles and technology , Part I /April 2004 /Dr. Eng/la page 1-1).
- [2] Alexandre Rojey - Le gaz naturel, de la production aux marchés/2013// la pages 6/ 116).
- [3] j.p.wauquier Raffinage de pétrole - Tome 1. Pétrole brut. Produits pétroliers. Schémas de fabrication /1994/ page 181).
- [4] . Benarima zine el Abidine - Optimisation des paramètres de fonctionnement du débutaniseur de module IV au niveau du champs de Hassi R'Mel (Mémoire fin de formation /Ing /2015/).
- [5] Xiuli Wang - Advanced Natural gas engineering /2009/ Michael Economides /la page 8.
- [6] <http://www.brighthubengineering.com/power-plants/114797-pros-and-cons-of-natural-gas-use>.
- [7] I. Gaoui - Etude de remplacement du four H401 par deux échangeurs en série au niveau de l'UTG GLA", Mémoire de fin de formation et de mise en situation professionnel -Haoud Berkaoui, Ouargla - 2015.
- [8] Documents ABB - 36100_3BJT06433EFC201-1_GLA_Pages Graphiques ; les pages graphiques (HMI).
- [9] Manuel opératoire et procédure de démarrage station de traitement et compression gaz à GLA/ Document SONATRACH / Novembre 1991/.
- [10] Yves Debard - RDM , Elément finis thermiques / 29 mars 2011).
- [11] André BONTEMPS - Condensation de mélanges de vapeurs , Transfert de chaleur et de masse Techniques de l'Ingénieur /10 juil. 2001/.
- [12] André Bontemps - Conduction thermique aux nanoéchelles, Techniques de l'Ingénieur - la page 8291-1
- [13] Alain Degiovanni - Conduction, Techniques de l'Ingénieur, la page 8200-1
- [14] Cours de transfert thermique ; Université Joseph Fourier, Grenoble/Philippe Marty/2012/ page 3/8
- [15] convection forcée, MECA 2322/ université catholique de louvain 2010/2011
- [16] Yves JANNOT - transferts thermiques /2012
- [17] kuppan thulukkanam - heat exchanger design herdbook - second edition - /2013/ la page 1/17/20/21 .

- [18] Matériel thermique technologie et utilisation des échangeurs IFP training/2005 la page1/2.
- [19] Hussein Ibrahim. Étude et conception d'un échangeur thermique pour un système hybride de type éolienne-diesel-stockage l'air comprimé JEDSAC Jean-Sébastien SAVARD - Adrian ILINCA/2008/
la page 76/78 .
- [20] André grange , Bernard jamin - le raffinage du pétrole 4 matériels et équipements / 1999 .
- [21] André BONTEMPS - Classification of heat Exchanger - les pages 57 à 60.
- [22] André Bontemps, Alain Garrigue, Charles Goubier, Jacques Huetz, Christophe Marvillet, Pierre Mercier, Roland Vidil - Dimensionnement thermique, Techniques de l'Ingénieur - les pages 342-1.
- [23] Mounir bennajah, Naoil chaouni - échangeurs de chaleur /2014/ les pages 111 à 140.

Annexe 01 : schéma de circulation de section de refroidissement.



Annexe 02 : Bilan de matières de section de refroidissement.

VERSION 3.02		SIMULATION SCIENCES, INC.		PROCESS	PAGE 15	
PROJECT ADI		SOLUTION		06JUN1989		
PROBLEM PLANT		SOLUTION		06JUN1989		
MATERIAL BALANCE WITH PHYSICAL PROPERTIES						
STREAM ID	109	109	110	111	112	113
STREAM NAME						
STREAM PHASE	VAPOR	MIXED	VAPOR	LIQUID	LIQUID	VAPOR
COMP. MOLE PERCENTS.						
1 H2O	0.3293	0.3293	0.3293	0.0000	100.0000	0.0000
2 N2	0.1912	0.1912	0.1912	0.0000	0.0000	0.0000
3 CO2	0.4802	0.4802	0.4802	0.0000	0.0000	0.0000
4 C2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
5 C3	19.1140	58.1764	60.5595	0.0000	0.0000	0.0000
6 C4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
7 ICS	11.2469	11.2469	10.3322	13.2429	0.0000	0.0000
8 NCS	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
9 ICS	3.4401	3.4401	3.5377	4.4120	0.0000	0.0000
10 NCS	0.4423	0.4423	0.4423	0.0000	0.0000	0.0000
11 NCS	0.4407	0.4407	0.4407	0.0000	0.0000	0.0000
12 NCS	0.4806	0.4806	0.4806	0.0000	0.0000	0.0000
13 NCS	0.1685	0.1685	0.1685	0.0000	0.0000	0.0000
14 NCS	0.0322	0.0322	0.0322	0.0000	0.0000	0.0000
RATE	KG.MOLS/HR	4335.4287	4335.4287	8200.1297	129.3132	4.0421
TEMPERATURE	DEG C	12.8574	25.0000	25.0000	25.0000	25.0000
PRESSURE	BAR ABSOLUTE	25.1750	25.0000	25.0000	25.0000	25.0000
*** VAPOR PHASE ***						
RATE	KG / HR	117085.4730	104017.3758	104017.3758	0.0000	0.0000
MOLECULAR WEIGHT	KG / HR	25.6182	24.7850	24.7850	0.0000	0.0000
ACT. DENS	KG / M3	27.4135	3597.17	3597.17	0.0000	0.0000
ACT. DENS	KG / M3	0.0000	24.1343	24.1343	0.0000	0.0000
COMPRESSIBILITY (Z)		0.0000	0.8278	0.8278	0.0000	0.0000
CP	KCAL/HR.C	0.0183	0.0111	0.0111	0.0000	0.0000
THERMAL CONDUCTIVITY	KCAL/HR.M.C	0.0372	0.0354	0.0354	0.0000	0.0000
*** LIQUID PHASE ***						
RATE	KG / HR	0.0000	7048.4803	0.0000	5837.4884	181.0922
MOLECULAR WEIGHT	KG / HR	0.0000	52.1131	0.0000	5837.4884	181.0922
ACT. RATE	KG / HR	0.0000	52.1131	0.0000	5837.4884	181.0922
ACT. DENS	KG / M3	0.0000	538.7478	0.0000	12.43	0.18
ACT. DENS	KG / M3	0.0000	0.1457	0.0000	55.3	0.18
COMPRESSIBILITY (Z)		0.0000	0.1457	0.0000	0.0000	0.0000
CP	KCAL/HR.C	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
THERMAL CONDUCTIVITY	KCAL/HR.M.C	0.0000	0.1161	0.0000	0.1161	0.0000
SURF. TENS	DYNES/CM	0.0000	12.0574	0.0000	8.7988	71.6282

Annexe 03 : Bilan de matières de section de refroidissement.

VERSION 3.02		SIMULATION SCIENCES, INC.		PROCESS	PAGE 16	
PROJECT ADI		SOLUTION		06JUN1989		
PROBLEM PLANT		SOLUTION		06JUN1989		
MATERIAL BALANCE WITH PHYSICAL PROPERTIES						
STREAM ID	201	202	203	206	207	208
STREAM NAME			COLD SEPA			
STREAM PHASE	MIXED	VAPOR	LIQUID	MIXED	MIXED	VAPOR
COMP. MOLE PERCENTS.						
1 H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2 N2	0.2190	0.0000	0.2017	0.2017	0.0000	0.0000
3 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
4 C1	60.5155	70.2000	15.9070	15.9070	27.7105	67.7742
5 C2	19.3555	18.2004	25.9809	24.9809	21.3559	21.3559
6 C3	10.9418	6.6849	34.6308	34.6308	5.7136	5.7136
7 ICS	1.0591	0.3588	4.7344	4.7344	0.2944	0.2944
8 NCS	2.9118	0.6184	14.9689	14.9689	0.5736	0.5736
9 ICS	0.3927	0.3327	2.1510	2.1510	0.0299	0.0299
10 NCS	0.5682	0.5682	3.1719	3.1719	0.0319	0.0319
11 NCS	0.2004	0.2004	1.1616	1.1616	0.0251	0.0251
12 NCS	0.0325	0.0001	0.1903	0.1903	0.0001	0.0001
13 NCS	0.0011	0.0000	0.0003	0.0003	0.0000	0.0000
RATE	KG.MOLS/HR	4015.8054	3332.6531	583.2622	882.2817	3395.2912
TEMPERATURE	DEG C	-18.4825	-18.4818	-18.4818	23.0000	-18.8352
PRESSURE	BAR ABSOLUTE	23.0000	22.9900	22.9900	22.9900	22.2250
*** VAPOR PHASE ***						
RATE	KG / HR	71150.3125	71101.0025	0.0000	2992.3384	77779.0000
MOLECULAR WEIGHT	KG / HR	21.3828	21.3828	0.0000	27.6972	21.6349
ACT. RATE	KG / HR	2682.24	2883.50	0.00	83.38	2875.23
ACT. DENS	KG / M3	28.5298	26.5380	0.0000	35.8467	27.0515
COMPRESSIBILITY (Z)		0.8143	0.8143	0.0000	0.8272	0.8685
CP	KCAL/HR.C	0.0106	0.0106	0.0000	0.0106	0.0106
THERMAL CONDUCTIVITY	KCAL/HR.M.C	0.0229	0.0229	0.0000	0.0235	0.0270
*** LIQUID PHASE ***						
RATE	KG / HR	28328.6576	0.0000	28326.6367	25334.2069	7.5717
MOLECULAR WEIGHT	KG / HR	41.4557	0.0000	41.4557	44.0424	40.5226
ACT. RATE	KG / HR	13.12	0.00	13.12	51.22	0.00
ACT. DENS	KG / M3	533.2537	0.0000	533.2793	494.6459	527.6575
ACT. DENS	KG / M3	0.1206	0.0000	0.1206	0.8955	0.1171
COMPRESSIBILITY (Z)		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CP	KCAL/HR.C	0.0034	0.0000	0.0034	0.8222	0.6119
THERMAL CONDUCTIVITY	KCAL/HR.M.C	0.1253	0.0000	0.1253	0.1153	0.1229
SURF. TENS	DYNES/CM	6.7686	0.0000	6.7709	5.5928	6.3766

Annexe 04 : diamètre de la calandre et nombre de tubes.

TABLEAU V.1.4
DISPOSITION DES TUBES EN CARRE

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25,4	56	47	42	36	52	40	36		32	26	24	
12	30,5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33,7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38,7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43,9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59,1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63,5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68,6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73,7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78,8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83,8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88,9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	986	870	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

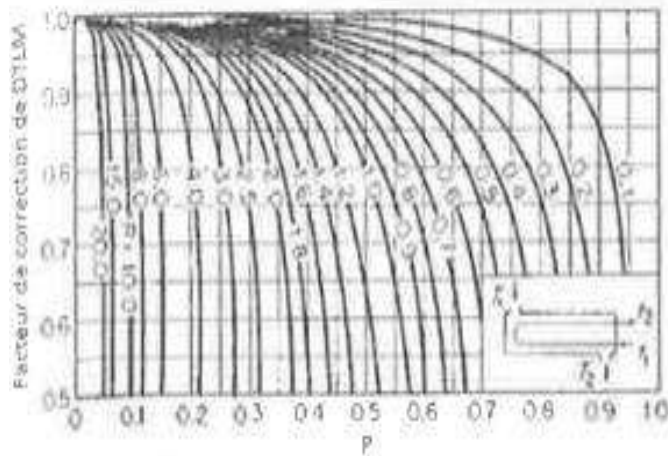
Annexe 05 : coefficient de transfert global U_s pour différent fluides.

ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniaque et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniaque	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo	1 000 - 3 400	200 - 700
	$\mu > 2$ cPo	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

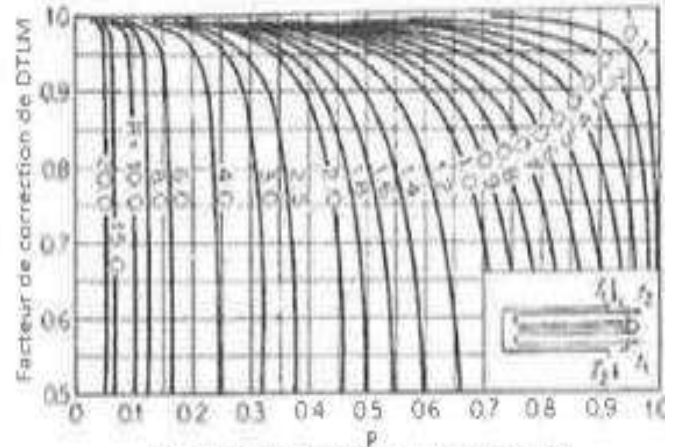
(1) Ces valeurs de U_s comprennent une résistance globale d'encrassement $R_s = 0,0006 \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C/kcal} = 0,003 \text{ hr. ft}^2 \cdot \text{°F/BTU}$, et correspondent à : $0,35 \text{ kg/cm}^2 < \Delta P < 0,7 \text{ kg/cm}^2$.

(2) Hydrocarbures légers : $\mu < 0,5 \text{ cPo}$ (ainsi que : benzène, toluène, acétone, éthanol, MEK).
 Hydrocarbures moyens : $0,5 < \mu < 1 \text{ cPo}$ (kérosène, gasoil chaud, huile d'absorption, bruts légers).
 Hydrocarbures lourds : $\mu > 1 \text{ cPo}$ (gasoil froid, huiles, fuels-oils, brut réduit, asphalte).

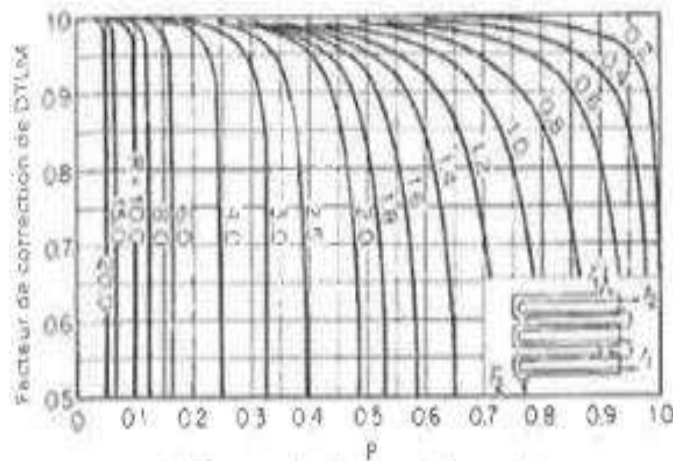
Annexe 06 : diagrammes de détermination du facteur de correction de la DTLM



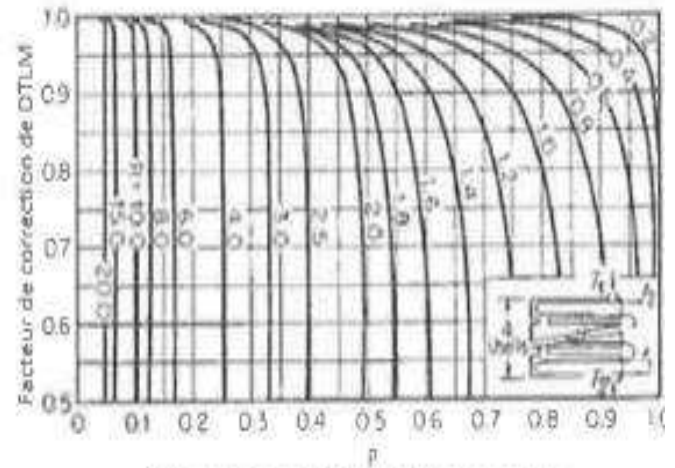
(a) 1 passe calandre (2 ou plus) passes tube



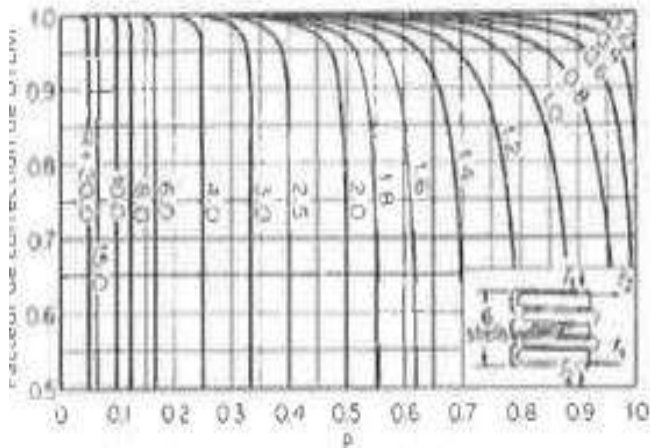
(b) 2 passes calandre (4 ou plus) passes tube



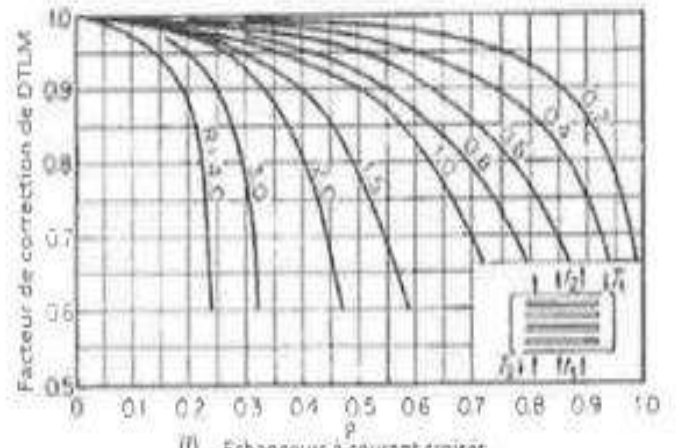
(c) 3 passes calandre (6 ou plus) passes tube



(d) 4 passes calandre (8 ou plus) passes tube



(e) 6 passes calandre (12 ou plus) passes tube



(f) Echangeurs à courant croisés, 1 passe calandre (1 ou plus) range de tubes parallèles

Annexe 07: caractéristiques des tubes d'échangeurs.

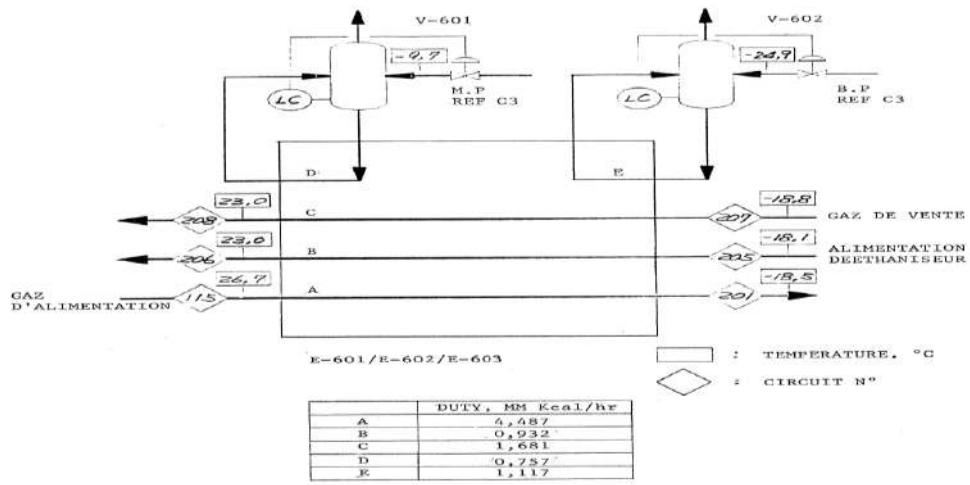
TABLEAU V.1.2
CARACTÉRISTIQUES DES TUBES D'ÉCHANGEURS

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)		
					extérieure	intérieure			
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600		
	16	1,65	0,940	0,694				0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819				0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436		
	12	2,77	1,351	1,434				0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727				0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948				0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154				0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024		
	12	2,77	1,986	3,098				0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523				0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836				0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122				0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604		
	12	2,77	2,616	5,375				0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909				0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357				0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701				0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185		
	12	2,77	3,251	8,300				0,1021	2,634
	14	2,10	3,379	8,962				0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512				0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931				0,1171	1,237

Annexe 8 : bilan de matiere de la section de refroidissement.

VERSION 2.01		TH		PAGE 17		
SIMULATION SOFTWARES, INC.		PROCESS		K. THOSE		
PROJECT: RGL		SOLUTION		09-03-19		
PROBLEM: C2_REF						
MATERIAL BALANCE WITH PHYSICAL PROPERTIES						
STREAM ID	R16	R17	R18	R19	R20	R21
STREAM NAME						
STREAM PHASE	LIQUID	MIXED	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID
COMP. MOLE PERCENTS.						
1. H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2. N2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
3. CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
4. C1	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
5. C2	1.7387	1.7387	1.7387	0.1899	0.7264	0.7264
6. C3	96.7153	96.7152	96.7152	96.8227	97.1563	97.1563
7. IC4	1.3581	1.3581	1.3581	0.2274	2.1172	2.1172
8. NC4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
9. IC5	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
10. NC5	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
11. NC6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12. NC7	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13. NC9	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
RATE	KG. MOLS/HR.	224.4846	224.4846	224.4846	350.8379	502.6582
TEMPERATURE	DEG. C	18.7576	-9.6624	-8.3513	-16.0723	-16.0723
PRESSURE	BAR ABSOLUTE	4.4752	3.5900	3.5900	3.4900	3.4900
*** VAPOR PHASE ***						
RATE	KG /HR	0.0000	1904.6372	9893.0273	13340.0409	0.0000
MOLECULAR WEIGHT		0.0000	43.5426	44.0699	43.7516	0.0000
ACT. RATE	KG /HR	0.0000	245.19	1263.67	2021.56	0.0000
ACT. DENS.	KG /M3	0.0000	7.7679	1.8286	7.5487	0.0000
COMPRESSIBILITY (Z)		0.0000	0.0186	0.0179	0.0199	0.0000
VISCOSITY	CP	0.0000	0.0016	0.0019	0.0016	0.0000
CP	KCAL/HR.C	0.0000	0.3830	0.3894	0.3843	0.0000
THERMAL CONDUCTIVITY	KCAL/HR.M.C	0.0000	0.0130	0.0130	0.0129	0.0000
*** LIQUID PHASE ***						
RATE	KG /HR	9893.0273	7988.3828	0.0000	0.0000	22263.6992
MOLECULAR WEIGHT		44.9700	44.1975	0.0000	0.0000	44.2021
ACT. RATE	KG /HR	19.99	14.93	0.0000	0.0000	44.2021
ACT. DENS.	KG /M3	494.8586	534.1572	0.0000	0.0000	535.1768
VISCOSITY	CP	0.1334	0.1351	0.0000	0.0000	0.1371
CP	KCAL/HR.C	0.5783	0.5820	0.0000	0.0000	0.5862
THERMAL CONDUCTIVITY	KCAL/HR.M.C	0.1330	0.1247	0.0000	0.0000	0.1249
SURF. TENS. DYNES/CM		0.0487	19.1853	0.0000	0.0000	19.2711

Annexe 9: schema de process de l'échangeur E601



SE REFERER A LA FEUILLE DE DONNEES D'ENTHALPIE ANNEXEE CI-JOINT

106

CH11U-A4 1-2-22 2011.12

三菱重工業株式会社 MCEC