

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

UNIVERSITÉ de BLIDA 1
Faculté de Technologie
Département de Génie des Procédés



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Spécialité : Génie Chimique.

**Simulation et Analyse Exergétique de la Section
de Stabilisation de la Raffinerie d'Alger**

Etudié par

Bounila Maroua et Yahiaoui Aya

Encadré par

Pr D.Touil

Année universitaire 2018/2019

REMERCIEMENTS

Avant tout, on souhaite adresser quelques lignes pour remercier d'abord notre Dieu tout puissant de nous avoir accordé la Force, le courage et la patience pour dépasser toutes les difficultés rencontrées pendant notre travail.

Nous tenons à exprimer nos remerciements à Monsieur « Touil Djamel » et d'avoir accepté de nous encadrer et diriger ce mémoire, et de nous avoir initié et accompagné tout au long de notre travail et pour la confiance qui nous a accordé tout au long de la préparation du mémoire.

Nous remercions très chaleureusement les membres du jury pour l'honneur qu'ils nous ont fait en acceptant d'examiner notre travail.

Nous tenons aussi à remercier les personnels de la raffinerie d'Alger et spécialement « Mr Hamdoun, Mr chikhi, Mr Hadjebar, Mme Ibtissem, Mme bessma et Mme Sara » pour leur accueil et leur aide durant le stage que nous avons effectué.

Nous voulons adresser du fond du cœur nos plus fervents remerciements à nos parents, car nul autres qu'eux se sont plus sacrifiés pour notre bien et à l'accomplissement de nos projets. Ils ont fait de nous ce que nous sommes aujourd'hui.

Enfin, tous nos remerciements à toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à l'aboutissement de ce modeste travail. Nous leurs sommes très reconnaissantes.

DEDICACE

Grace à ALLAH qui m'a éclairé le chemin vers cette réussite

Je dédie ce modeste travail à :

Ma Mère, qui m'a donné la vie, la tendresse et le courage pour réussir. Tout ce que je peux t'offrir ne pourra exprimer l'amour et la reconnaissance que je te porte.

A mon Père, L'épaule solide, l'œil attentif compréhensif et la personne la plus digne de mon estime et de mon respect.

Aucune dédicace ne saurait exprimer mes sentiments, que dieu vous préserve et vous procure santé et longue vie.

A mon très cher frère Aymen

A ma très chère sœur Melissa

A toute ma famille

A mon binôme Aya

A toutes mes chères amies et spécialement Chaima et Souhila

A toutes les personnes proches à mon cœur et spécialement B.Mohamed

A tous ceux qui me connaissent de prêt et de loin.

A tous ceux qui m'ont aidé et soutenu à la réalisation de ce mémoire.

Maroua.

DEDICACE

Grace à ALLAH qui m'a éclairé le chemin vers cette réussite

Je dédie ce modeste travail à :

Ma Mère, qui m'a donné la vie, la tendresse et le courage pour réussir. Tout ce que je peux t'offrir ne pourra exprimer l'amour et la reconnaissance que je te porte.

A mon Père, L'épaule solide, l'œil attentif compréhensif et la personne la plus digne de mon estime et de mon respect.

Aucune dédicace ne saurait exprimer mes sentiments, vos prières et vos bénédictions m'ont été d'un grand secours pour mener à bien mes études, que dieu vous préserve et vous procure santé et longue vie.

A ma petite chère sœur Alaâ

A toute ma famille

A mon binôme Maroua

A toutes mes chères amies

A toutes les personnes proches à mon cœur

A tous ceux qui me connaissent de prêt et de loin.

A tous ceux qui m'ont aidé et soutenu à la réalisation de ce mémoire.

Aya.

ملخص

يتكون هذا العمل من محاكاة قسم الاستقرار في مصفاة الجزائر بعد إعادة التأهيل بواسطة برنامج (هايسيس). يتم تطبيق منهجية تحليل عمليات الطاقة القابلة للاستعمال على هذا القسم في ظل شروط التصميم. هذه الأخيرة عرّفت عمود الفصل (C001) بالعملية الأكثر إهدارًا للطاقة ، ومقرمختلف أشكال التفاعلات الغير عكوسه. قمنا بدراسة تأثير شروط التصميم على الطاقة القابلة للاستعمال المهذرة خلال هذه العملية. تُبيّن النتائج أنّ درجة حرارة الحمولة المُزوّدة لعمود الفصل، وبصورة اقل قوة الضغط ذاتا تأثير على الطاقة القابلة للاستعمال الإجمالية المُهدرة.

الكلمات المفتاحية: الطاقة القابلة للاستعمال، الطاقة، تحليل الطاقة القابلة للاستعمال، عمود الفصل، مصفاة، محاكاة، هايسيس

RESUME

Ce travail consiste à simuler la section de stabilisation de la raffinerie d'Alger après réhabilitation par le logiciel HYSYS. L'approche de l'analyse exergetique des procédés est appliquée à cette section sous les conditions opératoires du Design. Cette analyse a identifié la colonne de séparation C001 comme le procédé le plus dégradant d'énergie, siège de différentes formes d'irréversibilités. L'influence des conditions opératoires sur la perte exergetique de ce procédé est étudiée. Les résultats montrent que la température de la charge d'alimentation et d'un degré moindre sa pression ont un effet sur la perte exergetique globale du système.

Mots clés : Exergie, Energie, Analyse Exergetique, Colonne de stabilisation, Raffinerie, Simulation, HYSYS

ABSTRACT

This work consists of simulating the stabilization section of the Algiers refinery after rehabilitation by the HYSYS software. The Exergetic process analysis approach is applied to this section under the operating conditions of the Design. This analysis identified the C001 separation column as the most energy-degrading process, the site of different forms of irreversibility. The influence of operating conditions on the Exergetic loss of this process is studied. The results show that the temperature of the feedstock and in a lower degree the pressure have an effect on the overall system exergy loss.

Keywords: Exergy, Energy, Exergy Analysis, Stabilisation column, refinery, Simulation, HYSYS.

TABLE DES MATIERES

RESUME

REMERCIEMENT

LISTE DES ABREVIATIONS

LISTE DES FIGURES

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES SYMBOLES

INTRODUCTION GENERALE.....1

CHAPITRE I : CONSOMMATION INDUSTRIELLE DU GAZ NATUREL EN ALGERIE

1. Nature et Formes de l’Energie	3
1.1 Energie thermique	3
1.2 Energie électrique	3
1.3 Conversion de l’Energie	3
2. Généralités sur le gaz naturel	4
2.1 Origines et caractéristiques physiques du gaz naturel.....	4
2.1.1 Caractéristiques physiques du gaz naturel.....	4
2.2 Domaine d’utilisation du gaz naturel	5
2.3 Place du gaz naturel dans le bilan énergétique mondial.....	5
3. Le gaz naturel en Algérie.....	6
3.1 Réserves gazières en Algérie.....	6
3.2 Évolution de la consommation du gaz naturel en Algérie.....	6
3.3 Défis et perspectives du gaz naturel en Algérie	7
4. Sécurité et transition énergétiques.....	8
4.1 Besoins en économie d’énergie.....	8
4.2 Efficacité énergétique en vue d’une économie durable et environnementale.....	8

CHAPITRE II : SIMULATION DU PROCEDE DE LA SECTION DE STABILISATION DE LA RAFFINERIE D’ALGER : ETUDE DE CAS

1. Présentation du MS Block.....	9
1.1 Description du MS Block.....	10
1.1.1 Unité de prétraitement et de fractionnement du naphta.....	10
1.1.2 Unité isomérisation du naphta léger.....	10

1.1.3	Unité reformage catalytique du naphta lourd.....	10
2.	Description de la section de récupération GPL et stabilisateur.....	11
3.	Modélisation de la section de stabilisation.....	13
3.1	Introduction au logiciel HYSYS.....	13
3.2	Modèles de représentation des Procédés.....	13
3.2.1	Mélangeurs	13
3.2.2	Échangeurs de chaleur (Tube Calandre).....	14
3.2.3	Aéroréfrigérant.....	14
3.2.4	Condenseurs	14
3.2.5	Colonne de séparation.....	15
3.2.6	Pompes	15
3.3	Modèles thermodynamiques utilisés.....	16
3.3.1	Le choix du modèle thermodynamique	16
3.3.2	Equation d'état de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK).....	17
4.	Données et résultats de calcul.....	17
4.1	Données opératoires	17
4.2	Résultats de calcul.....	20
4.2.1	Calcul de température, pression et débit	20
4.2.2	Calcul de la composition de vapeur de tête et du fond de C001.....	23

CHAPITRE III : OPTIMISATION ENERGETIQUE DES PROCEDES PAR L'APPROCHE EXERGETIQUE

1.	Conservation de l'énergie dans les systèmes ouverts	26
1.1	Système ouvert	26
1.2	Bilan énergétique d'un système ouvert en régime permanent	26
1.3	Insuffisance du bilan énergétique.....	27
2	Bilan entropique d'un système ouvert.....	27
2.1	Entropie d'un système fermé.....	28
2.2	Rendement d'une machine motrice à deux sources de chaleur.....	28
2.3	Production d'entropie dans un système ouvert.....	30
2.4	Réversibilité et Irréversibilité	30
3.	Analyse exergetique des systèmes ouverts en régime permanent.....	31

3.1 Insuffisance du bilan entropique.....	31
3.2 Expression du travail dégradé.....	31
3.3 Bilan exergetique du systeme ouvert.....	32
3.3.1 Notion d'exergie.....	32
3.3.2 Bilan d'exergie	34
4. Calcul des grandeurs thermodynamiques.....	35
5. Calcul de la temperature T_F de la source de chaleur Q.....	38

CHAPITRE IV : RESULTATS ET INTERPRETATION

1. Bilans exergetique des installations.....	39
1.1 Hypotheses de calcul.....	39
1.2 Methodologie de calcul du bilan exergetique.....	39
1.3 Resultats d'analyse exergetique.....	41
1.3.1 Le choix des sections.....	41
1.3.2 Calcul des flux exergetiques.	42
1.3.3 Etablissement des bilans exergetiques des differentes sections	43
2. Simulation de la perte exergetique de la colonne de separation C001	47
2.1 Domaine de variation des parametres operatoires.....	48
2.2 Sensibilite de la perte exergetique aux conditions operatoires.....	48
2.2.1 Influence de taux de reflux de la colonne de separation C001.....	48
2.2.2 Influence de la temperature d'alimentation de la colonne de separation.....	49
2.2.3 Influence de la pression d'alimentation de la colonne de separation C001....	49
2.2.4 Influence de l'energie calorifique Q_{FG} (kW)	50
2.2.5 Influence du facteur d'air λ	51
2.2.6 Influence de la temperature d'air de combustion	51
2.2.7 Influence de la temperature de reference T_0 (°C).....	51

CONCLUSION GENERALE

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

LISTE DES ANNEXES.

LISTE DES ABREVIATIONS

GPL	Gaz du Pétrole Liquéfié
PCI	Pouvoir Calorifique Inférieure
PCS	Pouvoir Calorifique Supérieure
AIE	Agence International de L'énergie
Mtoe	Million Tonnes of Oil Equivalent
GNL	Gaz Naturel Liquéfié
MM Tep	Méga Million de Tonnes Equivalent Pétrole
MW	Mégawatt
MS Block	Motor Spirit Bloc
CCR	Continuous Catalytic Reforming
DCS	Distributed Control System
NHT	Naphtha Hydrotreating Unit
RON	Research Octane Number
MON	Motor Octane Number
ISOM	Isomérisation
GP	Gaz Plant
PR	Peng Robinson
SRK	Soave Ridlich Kwong
VLE	Vapor–Liquid Equilibrium
PFD	Process Flow Diagram

LISTE DES FIGURES

Figure	Titre	Page
Figure 1.1	Sources énergétique scénario centrale AIE (2000- 2040)	5
Figure 1.2	Répartition des réserves gazières en Algérie	6
Figure 1.3	Consommation nationale du gaz naturel (2015-2050)	7
Figure 2.1	Configuration de la raffinerie d'Alger après réhabilitation	9
Figure 2.2	Schéma PFD de la section de stabilisation	12
Figure 2.3	Bilan de matière d'un mélangeur	13
Figure 2.4	Configuration type rebouilleur-absorbeur utilisé	15
Figure 2.5	Schéma simplifié de représentation de la section de stabilisation.	18
Figure 2.6	Configuration de la section de stabilisation simulée par HYSYS	18
Figure 2.7	Comparaison entre les températures design et simulé	20
Figure 2.8	Comparaison entre les pressions design et simulé	21
Figure 2.9	Comparaison entre les débits design et simulé	22
Figure 2.10	Comparaison entre la composition du vapeur de tête de C001 design et simulé	24
Figure 2.11	Comparaison entre la composition du fond de C001 design et simulé.	25
Figure 3.1	Bilan énergétique d'un système ouvert	26
Figure 3.2	Machine motrice à deux sources de chaleur	28
Figure 3.3	Bilan entropique du système ouvert	30
Figure 3.4	Travail maximal d'un processus physique réversible	32
Figure 3.5	Réaction chimique réversible à (T0, P0)	33
Figure 3.6	Bilan exergetique du système ouvert	34
Figure 3.7	Four de rebouillage de la colonne de séparation C001	38
Figure 4.1	Organigramme de calcul par Matlab	40

Figure 4.2	Représentation des sections du procédé de la section de stabilisation pour le calcul du bilan exergétique	41
Figure 4.3	Bilan exergétique de la section 1	43
Figure 4.4	Bilan exergétique de la section 2	43
Figure 4.5	Bilan exergétique de la section 3	44
Figure 4.6	Bilan exergétique de la section 4	44
Figure 4.7	Bilan exergétique de la section 5	45
Figure 4.8	Bilan exergétique de la section 6	45
Figure 4.9	Répartition de la Perte exergétique par section	46
Figure 4.10	Répartition de la forme de perte exergétique	47
Figure 4.11	Simulation de la colonne de séparation C001	47
Figure 4.12	Variation de la perte exergétique en fonction du taux de reflux	48
Figure 4.13	Effet de la température d'alimentation sur la perte exergétique	49
Figure 4.14	Effet de la pression d'alimentation sur la perte exergétique	50
Figure 4.15	Effet de l'énergie calorifique Q_{FG} sur la perte exergétique	50
Figure 4.16	Effet du facteur d'air λ sur la perte exergétique.	51
Figure 4.17	Effet de la température d'air de combustion sur la perte exergétique	52
Figure 4.18	Effet de la température de référence T_0 (°C) sur la perte exergétique	52

LISTE DES TABLEAUX

Tableau	Titre	Page
Tableau 1.1	Propriétés physiques du gaz naturel	4
Tableau 2.1	Le domaine d'application de PR et SRK	16
Tableau 2.2	Nomenclature des constituants	17
Tableau 2.3	Composition de la charge d'alimentation	19
Tableau 2.4	Flux énergétique des équipements	19
Tableau 2.5	La Nomenclature des équipements	19
Tableau 2.6	Comparaison entre les températures design et simulé	20
Tableau 2.7	Comparaison entre les pressions design et simulé	21
Tableau 2.8	Comparaison entre les débits design et simulé	22
Tableau 2.9	Comparaison entre la composition du vapeur de tête de C001 design et simulé	23
Tableau 2.10	Comparaison entre la composition du fond de C001 design et simulé	24
Tableau 4.1	Valeurs des flux d'exergie physique et chimique molaires en (kJ/mol)	42
Tableau 4.2	Perte exergetique de la section 1	43
Tableau 4.3	Perte exergetique de la section 2	43
Tableau 4.4	Perte exergetique de la section 3	44
Tableau 4.5	Perte exergetique de la section 4	44
Tableau 4.6	Perte exergetique de la section 5	45
Tableau 4.7	Perte exergetique de la section 6	45
Tableau 4.8	Résultats du bilan exergetique des différentes sections du procédé	46
Tableau 4.9	Domaine de variation des paramètres opératoires	48

LISTE DES SYMBOLES

Symbole	Désignation	Unité
A	Surface d'échange thermique moyenne	m ²
a	Une constante qui tient compte de l'attraction entre molécules	/
b	Une constante qui corrige les erreurs de volume.	/
C_p	La chaleur spécifique moyenne	J/mol.K
DT_{LM}	Différence moyenne logarithmique de température	°C
e_{xLph}	Exergie liquide physique	kJ/mol
e_{xLchim}	Exergie liquide chimique	kJ/mol
$e_{xG_{ph}}$	Exergie gaz physique	kJ/mol
$e_{xG_{chim}}$	Exergie gaz chimique	kJ/mol
$e_{x_{totale}}$	Exergie totale	kJ/mol
$e_{x_{ch,i}}^0$	Exergie spécifique standard des différents constituants du liquide et du gaz	kJ/mol
E	La puissance	kW
Ex_c	Exergie cinétique	kJ/mol
Ex_p	Exergie potentielle	kJ/mol
Ex_{ph}	Exergie physique	kJ/mol
Ex_{chim}	Exergie chimique	kJ/mol
$Ex_{sortante}$	Exergie sortante	kJ/mol
$Ex_{entrante}$	Exergie entrante	kJ/mol
F	Flux	kmol/s
\dot{F}_t	Facteur de correction	/
g	La gravitation	m/s ²
G	Fonction de Gibbs	kJ/mol
h	La hauteur	m
H	Enthalpie	kW
m	Coefficient	/
\dot{m}	Débit massique	kg/h
M _i	Masse molaire du constituant i	kg/mol
m_e	Flux de matière à l'entrée du système portant l'énergie spécifique e_e	mol/s
m_s	Flux de matière à la sortie du système portant l'énergie	mol/s

	spécifique e_s	
η	Efficacité	%
η_M	Rendement d'une machine motrice	%
η_{MR}	Rendement de Carnot	%
η_{ex}	Efficacité exergetique	%
P	Pression	bar
P_c	Pression critique du corps pur	atm
Q	Flux thermique	W
Q_k	Energie thermique reçue par le système à la température T_k	W
Q_0	Perte totale d'énergie thermique vers l'environnement à la température T_0	W
R	Constante des gaz parfaits	J/K.mol
S	L'entropie	kJ/kmol.K
T	Température	°C
T_0	Température de référence	°C
T_r	Température réduite	K
T_c	Température critique du corps pur	K
U	Coefficient de transfert de chaleur global	W/m ² °C
V	Volume molaire	m ³ /mol
v_0	Vitesse moyenne du fluide par rapport à la surface de la terre	m/s
W_ℓ	Energie non thermique (mécanique, électrique,...) Reçue par le système	J
$W_{idéale}$	Le travail idéal	J
\dot{W}	La puissance mécanique ou autre échangé.	kW
W_r	Travail réversible	J
W_p	Travail dégradé ou perdu	J
W_{max}	Travail maximal	J
ω	Facteur acentrique	/
X	La teneur du liquide	/
X_i	Fraction molaire	/
Y	La teneur du gaz	/
Z	Composition	/
z_0	Altitude du fluide au-dessus du niveau de la mer	m
ρ_l	Densité de liquide	kg/m ³

INTRODUCTION GENERALE

L'industrie pétrolière et gazière est un grand secteur consommateur d'énergie et une source fortement émettrice de gaz à effet de serre (CO₂, NO_x et les imbrûlés), provenant des besoins en énergie calorifique pour le fonctionnement des fours, rebouilleurs, chaudières et de la production d'électricité consommée [1].

La conférence sur le climat de Kyoto en 1997 a mis en exergue le réchauffement du climat dû à l'effet de serre. La volonté affirmée de réduire les émissions de gaz à effet de serre dans ce secteur, doit porter sur la maîtrise de l'énergie par des actions à entreprendre en faveur de l'accroissement de l'efficacité énergétique [2].

L'efficacité énergétique, évoquée jusque-là, ne tient pas compte de la dégradation de l'énergie qu'introduit systématiquement toute transformation, du fait de son irréversibilité, conformément au deuxième principe de la thermodynamique. L'analyse thermodynamique des procédés, par l'approche exergétique, est une démarche qui se généralise actuellement. Elle est essentielle en vue de l'optimisation énergétique des procédés. Elle se définit comme étant l'utilisation rationnelle et judicieuse des réserves énergétiques, dans une perspective de développement durable qui répond aux besoins du présent sans compromettre la capacité des générations futures [3].

L'objectif de la première partie de ce travail est de modéliser et simuler sous les conditions opératoires du Design, au moyen du logiciel HYSYS, la section de stabilisation de la raffinerie d'Alger, rénovée récemment dans le cadre du nouveau programme de réhabilitation et d'adaptation lancé par Sonatrach. Ensuite, l'analyse exergétique est appliquée à cette section dans le but d'identifier la partie du procédé pour laquelle la perte exergétique est la plus importante.

Pour comprendre les mécanismes et les causes qui président à son imperfection thermodynamique, des tests de simulation de la sensibilité de sa perte exergétique pour différentes conditions opératoires sont dégagées.

Pour ce faire, la méthodologie de travail proposée consiste en :

- Maîtrise du procédé de fonctionnement de la section de stabilisation réalisée à l'issue de notre stage dans la raffinerie d'Alger

- Modélisation et simulation de ce procédé sous les données opératoires du Design par le logiciel HYSYS
- Analyse exergetique de la section de stabilisation de la raffinerie d'Alger
- Tests de simulation de sensibilité de la perte exergetique aux paramètres opératoires.

Le plan de ce mémoire est le suivant :

- Le premier chapitre est consacré à une étude bibliographique sur la consommation de gaz naturel en Algérie.
- Le deuxième chapitre est consacré pour la simulation de la section de stabilisation par le logiciel HYSYS.
- Le troisième chapitre comporte l'optimisation énergétique des procédés par l'approche exergetique.
- Le dernier chapitre comporte les résultats est interprétation de l'analyse exergetique.
- Enfin, on termine avec une conclusion .

CHAPITRE I

CONSOMMATION DU GAZ NATUREL EN ALGERIE

1. Nature et Formes de l'Énergie

1.1 Énergie thermique

Les phénomènes de combustion ont permis à l'homme, depuis qu'il a su les déclencher et les maîtriser, d'assurer sa survie puis d'accéder à la civilisation industrielle. Dans notre monde moderne, la combustion des hydrocarbures, du charbon ou d'autres produits organiques permettent le fonctionnement des foyers domestiques et industriels [2]. Le gaz naturel était le combustible le plus utilisé par les industries pour produire l'énergie thermique [4].

La demande de chaleur représente une part importante de la demande totale d'énergie, ce qui signifie que la réduction de la demande de chaleur ainsi que l'approvisionnement en énergie thermique à partir de sources renouvelables est cruciale pour réaliser la transition future vers un système d'énergie renouvelable [5].

1.2. Énergie électrique

L'énergie électrique est une énergie incomparable pour de nombreuses utilisations, que ce soit pour l'éclairage, le chauffage industriel, la cuisine, le chauffage des locaux, et la traction ferroviaire [6]. L'électricité, forme propre de l'énergie par excellence, est aujourd'hui produite, à près de 80 %, à partir de combustibles fossiles (pétrole, gaz,...) ou fissiles (nucléaire) [2].

1.3 Conversion de l'Énergie

L'énergie électrique, énergie générée par la conversion d'autres formes d'énergie, telles que l'énergie mécanique, thermique ou chimique [6]. La production d'énergie électrique utilise principalement des combustibles fossiles et fissiles (nucléaire). Un recours systématique aux combustibles fossiles, tels que le pétrole, le charbon ou le gaz naturel, permet d'avoir de faibles coûts de production mais conduit à un dégagement massif de gaz polluant et de gaz à effet de serre [7].

2. Généralités sur le gaz naturel

2.1 Origines et caractéristiques physiques du gaz naturel

Le gaz naturel est un gaz riche en hydrocarbures constitué principalement de méthane. La haute énergie résultant de la combustion du gaz naturel le rend utile comme combustible. Il est considéré comme le combustible fossile le plus propre, le plus facile à transporter, à utiliser et à stocker. Les techniques d'exploration du gaz naturel dépendent principalement de son origine. Le gaz naturel peut provenir de différents processus :

-Processus thermogéniques (gaz thermique) : Ce processus implique la décomposition relativement lente de matières organiques présentes dans les bassins sédimentaires sous l'influence de la température et de la pression associées à une profondeur accrue [8], qui va donner à côté des hydrocarbures, une large gamme de composés non hydrocarbonés [9].

-Processus biogéniques (gaz bactérien) : Dans ce processus, le méthane est formé par l'action d'organismes vivants (bactéries méthanogènes) sur des matières organiques pendant le dépôt des sédiments et au début de leur enfouissement [8]. Le gaz ainsi formé est appelé gaz bactérien ou biochimique.

-Processus non biogènes (gaz inorganique) : Le mode inorganique de formations des gaz d'hydrocarbures reste très secondaire [9]. Le méthane est formé par la réduction du dioxyde de carbone lors du refroidissement du magma, généralement dans les systèmes hydrothermaux lors de l'interaction eau-roche [8].

2.1.1 Caractéristiques physiques du gaz naturel

Le tableau 1.1 donne les caractéristiques physiques du gaz naturel aux conditions standards (1atm, 15°C), au stade final de son exploitation [10].

Tableau 1.1. Propriétés physiques du gaz naturel [10].

Propriété	PCI	PCS	Densité	Masse volumique	Volume massique
Valeur	10,32 kWh/m ³	11,5 kWh/m ³	0,6 (plus léger que l'air = 1)	0,782 kg/m ³	1,278 m ³ /kg

2.2 Domaine d'utilisation du gaz naturel

Le gaz naturel est largement considéré comme un combustible industriel pour la production d'énergie thermique et d'électricité, et domestique pour le chauffage et la cuisson dans les habitations [11]. Le gaz naturel est aussi utilisé industriellement pour la production des engrais, de produits pétrochimiques [8], de plastiques, de produits pharmaceutiques et de tissus. Il est également utilisé dans la fabrication d'un large éventail de produits chimiques tels que l'ammoniac, le méthanol, le butane, l'éthane, le propane et l'acide acétique. Les entreprises qui produisent et transportent le gaz naturel sont également des consommateurs [11].

2.3 Place du gaz naturel dans le bilan énergétique mondial

Au fil des années, le gaz naturel a pris une place prépondérante dans le marché mondial de l'énergétique, il est devenu une source concurrentielle au pétrole. Le gaz est l'énergie fossile la moins polluante [12], propre et de plus en plus utilisée grâce à la quantité de chaleur qu'il peut générer par simple combustion [13]. D'après la figure (1.1), le gaz naturel représente la troisième énergie derrière le pétrole et le charbon. Les prévisions de cette source énergétique, selon le scénario de L'AIE (Agence International de l'énergie) indiquent une hausse de 50% de la demande entre 2014 et 2040, avec une croissance deux fois supérieure à celle du pétrole brut [14]. Le gaz est ainsi la seule énergie fossile dont la part de marché augmente dans le mix énergétique à horizon 2040, notamment grâce à sa complémentarité avec les énergies renouvelables et son faible contenu carbone [15].

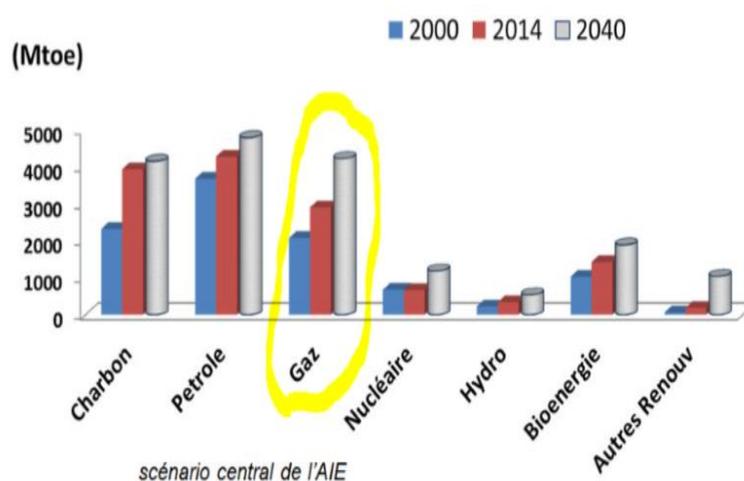


Figure 1.1. Sources énergétique Scénario centrale AIE (2000- 2040) [14].

3. Le gaz naturel en Algérie

3.1 Réserves gazières en Algérie

En Algérie, les hydrocarbures occupent une place très importante dans le développement économique du pays. Les réserves de gaz naturel en Algérie ont été estimées à environ 4,5 trillions de m³ en 2015, les dixièmes plus grandes réserves de gaz naturel dans le monde et la deuxième position en Afrique après le Nigeria (environ 30% de réserves de gaz prouvées de l'ensemble du continent africain) [16].

Près de 3000 milliards de m³ de réserves ont été découverte dans le sous-sol algérien qui reste encore largement inexploré. Cette réserve représente 57% des réserves totales en hydrocarbures du pays. Cette richesse qui confère à l'Algérie une dimension gazière d'envergure internationale, à savoir, la première place gazière en Méditerranée, deuxième et troisième exportateur de GNL et de gaz naturel, respectivement [9], elle possède près des trois quarts de la production gazière de l'Afrique et 3.2% du total des réserves mondiales [17].

Le gaz naturel algérien est produit au sud du pays dans des gisements de renommée internationale tels que Tin Fouye, Adrar, In Salah, et Hassi-R'mel, qui est le plus grand à l'échelle nationale (figure 1.2) [9].

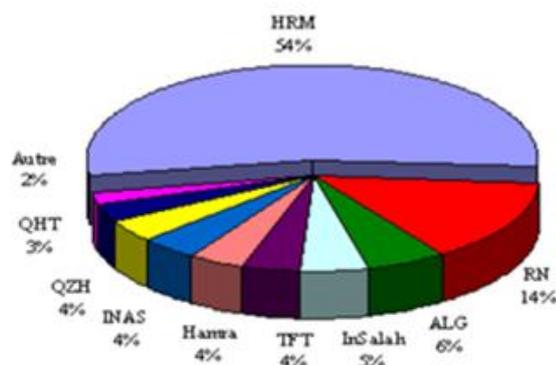


Figure 1.2. Répartition des réserves gazières en Algérie [13].

3.2 Évolution de la consommation du gaz naturel en Algérie

La consommation algérienne d'hydrocarbures a doublé en 10 ans et atteint 58,3 MM Tep en 2016, avec une nette prédominance du gaz naturel et du GPL :

- 67% en Gaz naturel.
- 33% en produits pétroliers (y compris 4% en GPL) [18].

En supposant un même modèle de consommation, la figure 1.3 montre que pour des besoins de cette source de 1686 milliard de m³ sur la période 2015-2050, la consommation du gaz naturel passe de 23 milliard de m³ en 2015 à 86 milliard de m³ en 2050.

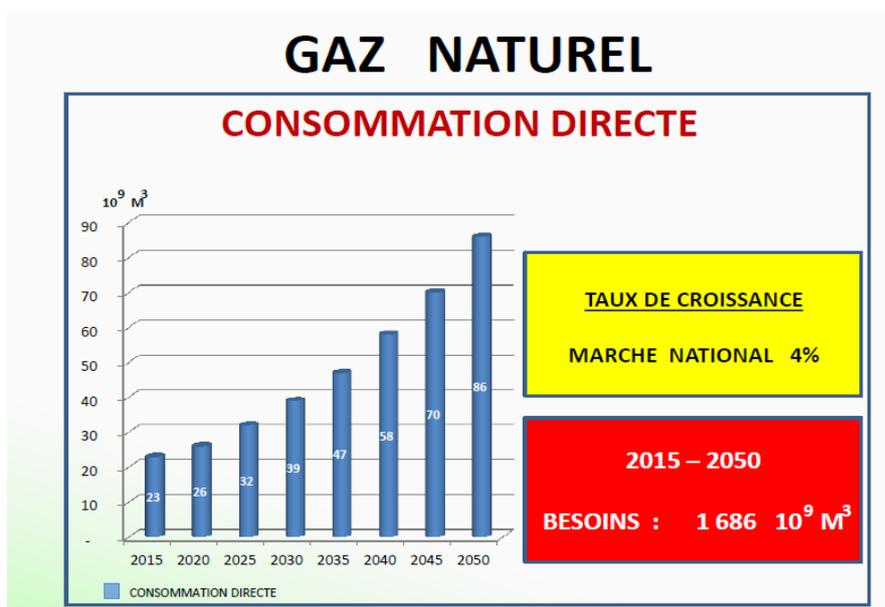


Figure 1.3. Consommation nationale du gaz naturel (2015-2050) [19].

3.3 Défis et perspectives du gaz naturel en Algérie

Les hydrocarbures en Algérie ont beaucoup de défis à relever en matière d'innovation, le principal défi en matière de sécurité énergétique n'est pas du seul ressort du secteur de l'énergie, parce qu'il est d'abord humain en ce qui concerne le niveau d'expertise, donc de formation, et technologique parce qu'il nécessite un secteur de recherche producteur de progrès, d'outils, d'innovations. Il faut aussi préciser que ce défi sera social parce qu'il nécessite l'adhésion des consommateurs d'énergie d'aujourd'hui et de demain, qui doivent être « au cœur du processus de transition [18]. Donc il faut obligatoirement :

- développer un modèle énergétique durable spécifique à notre pays.
- dégager les différents scénarios énergétiques possibles qui seront modulables suivant le contexte énergétique national et mondial, afin d'éviter de tomber dans des situations énergétiques catastrophiques dans le futur.
- optimiser l'exploitation de ses gisements existants et augmenter fortement ses réserves de gaz pour pouvoir répondre à ses besoins, tant nationaux qu'à l'exportation [20].

4. Sécurité et transition énergétiques

La transition énergétique en Algérie est le passage d'un système énergétique basé en quasi-totalité sur des hydrocarbures conventionnels en voie d'épuisement vers un nouveau système basé sur un bouquet énergétique aussi diversifié que possible pour assurer au mieux la sécurité énergétique et économique du pays [21].

Le programme de transition énergétique est plus que stratégique et doit comporter en plus des 22.000 MW de capacité en Energies Renouvelables, un programme encore plus audacieux en matière d'Economie d'Energie [18].

4.1 Besoins en économie d'énergie

Il existe actuellement une augmentation sans précédent de la consommation. Cela peut être attribué non seulement aux progrès des techniques de production et de la transformation et de la consommation d'énergie, mais également à une croissance régulière et marquée de la population mondiale. Ce type de forte augmentation de la demande a suscité de plus en plus d'inquiétudes quant à la stabilisation du gradient de demande d'énergie. Cela peut être considéré comme le symptôme d'un progrès économique global à l'échelle mondiale, qui a conduit à un excès de ressources injustifié [22].

Au sens large, l'économie d'énergie mesure les gains d'efficacité énergétique induits par les évolutions de contenu et les évolutions structurelles. Au sens strict, l'économie d'énergie mesure les gains d'efficacité énergétique induits par les seules évolutions de contenu, lesquelles résultent à la fois des modifications dans la technologie et dans la façon de s'en servir [23].

4.2 Efficacité énergétique en vue d'une économie durable et environnementale

Les transformations d'énergie, notamment la production d'électricité, ayant clairement été identifiées comme les causes principales du réchauffement planétaire et du changement climatique, doivent nous pousser à agir [24]. Prendre des mesures pour limiter la consommation énergétique et augmenter l'efficacité énergétique des procédés est nécessaire pour réaliser des économies en énergie et augmenter l'efficacité énergétique tout en diminuant la consommation d'énergie est devenue une priorité qui doit être soutenue soit par l'intégration des nouveaux procédés moins énergivores, la modification des procédés génériques ou bien par l'optimisation des procédés déjà existants.

CHAPITRE II

SIMULATION DU PROCÉDE DE LA SECTION DE STABILISATION DE LA
RAFFINERIE D'ALGER : ETUDE DE CAS

1. Présentation du MS Block

Un programme de réhabilitation et d'adaptation pour la raffinerie d'Alger a été lancé par Sonatrach. Ce programme portait principalement sur :

- Installation d'un ensemble d'unités dénommé "MS Block" pour la production des essences aux normes Euro V [25]. Composé des unités suivantes :
 - Unité de prétraitement et de fractionnement du naphta.
 - Unité isomérisation du naphta léger.
 - Unité reforming catalytique du naphta lourd (type CCR).
- Installation d'une unité de craquage catalytique pour la valorisation du résidu.
- Modernisation du réseau électricité et de l'instrumentation (passage au DCS).
- Réhabilitation, modernisation et extension des utilités et off sites.
- Installation d'une nouvelle unité de traitement des effluents.

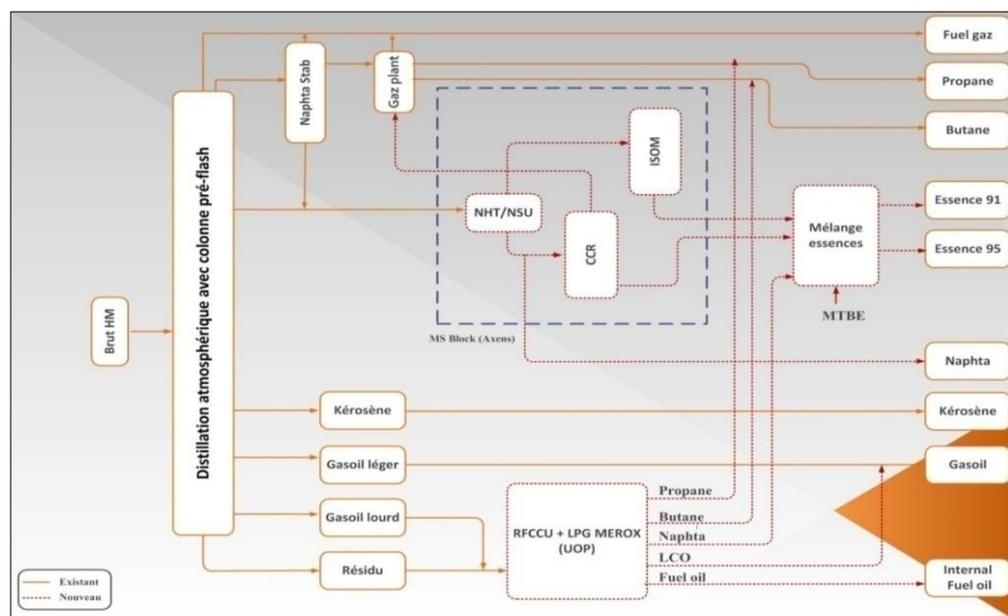


Figure 2.1. Configuration de la raffinerie d'Alger après réhabilitation [25].

1.1 Description du MS Block

1.1.1 Unité de prétraitement et de fractionnement du naphta

L'unité d'hydrotraitement de naphta est alimentée en naphta de distillation directe, provenant de la distillation de pétrole brut située en amont. Ce naphta contient des concentrations en contaminants qui sont préjudiciables aux catalyseurs de reformage et d'isomérisation, et il nécessite par conséquent un prétraitement.

L'unité NHT sert à séparer le naphta de distillation directe en naphta léger et naphta lourd pour alimenter respectivement les unités d'isomérisation et de reformage catalytique (CCR) placées en aval [26].

1.1.2 Unité isomérisation du naphta léger

L'isomérisation est le processus de conversion d'hydrocarbures en leurs isomères. Le processus s'effectue dans une série de deux réacteurs à lit fixe. La section d'isomérisation C₅/C₆ convertit spécifiquement les paraffines normales C₅/C₆ en leurs isomères, à savoir dans une disposition ramifiée présentant un indice d'octane supérieur, sur un catalyseur breveté à base de platine, en présence d'hydrogène.

Ce procédé a pour objectif d'améliorer l'indice d'octane recherche (RON) et l'indice d'octane moteur (MON) de la charge de naphta léger (principalement C₅/C₆) [27].

1.1.3 Unité reformage catalytique du naphta lourd

Cette unité de reformage à régénération catalytique en continu (CCR) produira un reformat ayant un RON de 102, contient en principe des paraffines en C₆ à C₁₁, des naphènes et des aromatiques. Ce procédé a pour but de produire des aromatiques à haut indice d'octane à partir de paraffines et de naphènes, destinés à servir de composants de mélange à haut indice d'octane, un gaz riche en hydrogène utilisé dans l'unité de purification d'hydrogène, dans les unités ISOM, NHT et de régénération. Il y a trois produits primaires issus de l'unité de reformage CCR

- Un flux de reformat
- Un flux de GPL
- Un flux de gaz riche en hydrogène.

L'unité de reformage CCR comprend les sections suivantes :

- Section de réaction.
- Section compression et absorbeur.
- Sections de récupération GPL et stabilisateur.
- Section de régénération.

2. Description de la section de récupération GPL et stabilisateur

La section de notre étude fait partie de l'unité de reformage catalytique. Le but de cette section est de récupérer la quantité maximale de GPL, à savoir les C₃ et C₄ provenant de la tête du stabilisateur.

La vapeur provenant du ballon (005) est envoyée au fuel gaz. Le liquide séparé provenant de ballon (005) est pompé par une pompe de fond (002), puis il est envoyé par l'intermédiaire des échangeurs de stabilisateur (008) pour entrer dans la colonne de séparation sur le plateau 19. La tête du stabilisateur (C001) est partiellement condensée dans l'aéroréfrigérant (002) puis le condenseur (009) avant la collecte dans le ballon de reflux du stabilisateur (008). La vapeur de tête du ballon de reflux est renvoyée vers (D-005) pour la récupération du GPL. Le liquide provenant du ballon de reflux du stabilisateur (D-008) est pompé par une pompe de reflux. Une partie du liquide séparé est renvoyée à (C-001) en tant que reflux pour stabiliser la température du tête de la colonne. Le reste du liquide (GPL) séparé est envoyé vers l'unité de production de gaz plant. Le reformat provenant du fond du stabilisateur est refroidi par l'intermédiaire des échangeurs E-008 A/B/C), les refroidisseurs de reformat -003) et -E-010) [28].

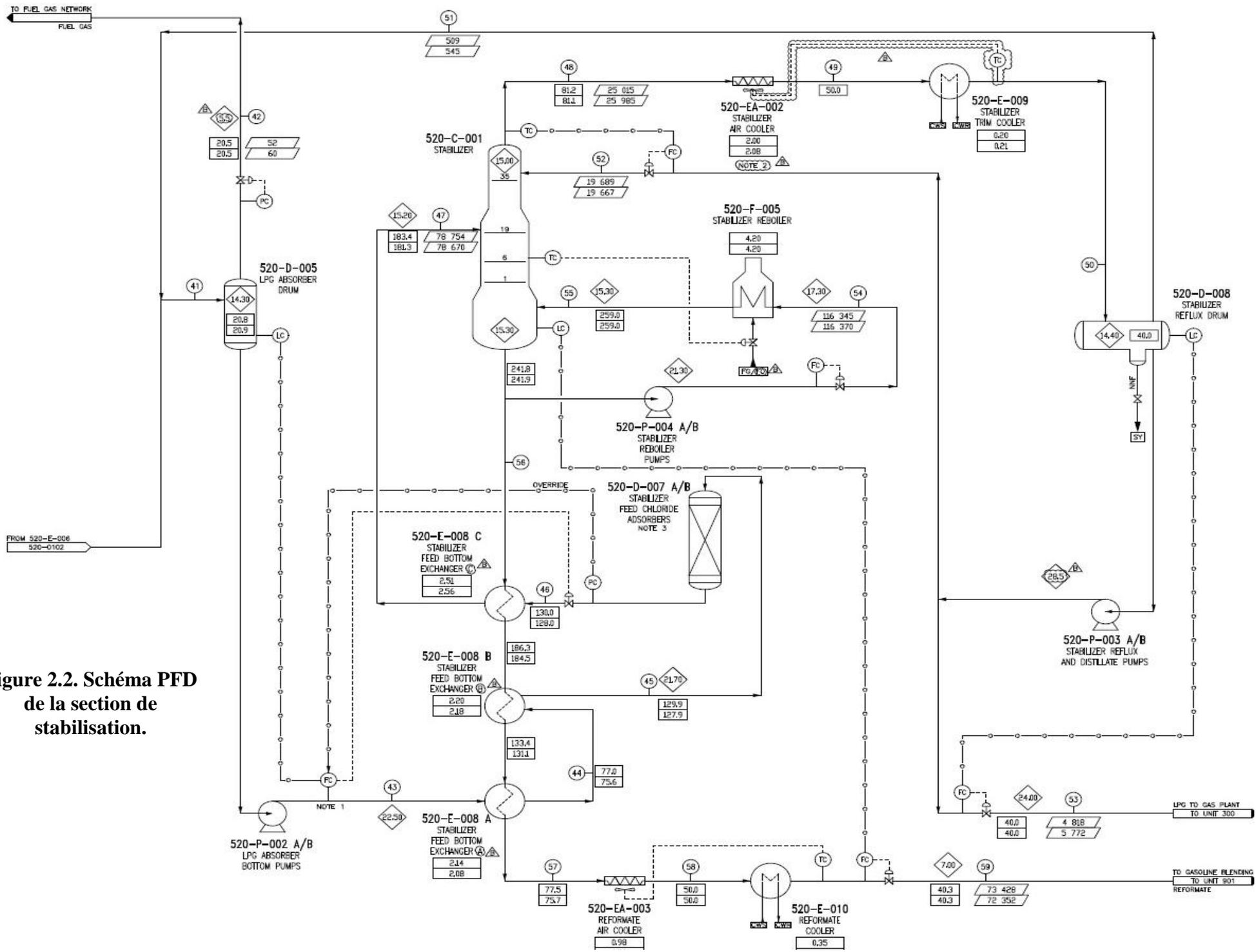


Figure 2.2. Schéma PFD de la section de stabilisation.

3. Modélisation de la section de stabilisation

Dans cette partie nous présentons la simulation de la section de stabilisation par le logiciel HYSYS, objet de notre étude. Ce logiciel est très utilisé pour la simulation des procédés dans l'industrie du pétrole et du gaz.

3.1 Introduction au logiciel HYSYS

La simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans intervention sur le procédé réel en cours de fonctionnement. Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation, nous permet de résoudre le problème de calcul manuel, en utilisant comme outil des logiciels de simulation. Les simulateurs existants tels que **Aspen plus**, **CHEMCAD**, **HYSIM**, **HYSYS**, sont les plus commercialisés et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels. Le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation [29].

Le logiciel HYSYS est un logiciel de simulation de procédés de génie chimique développé par Hyprotech (Canada) [9]. Il permet le traitement des problèmes simples, tels que les séparations et les problèmes plus complexes tel que la distillation atmosphérique du pétrole brut et les transformations chimiques.

3.2 Modèles de représentation des Procédés

Avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent à partir d'une donnée des corps purs présents dans le procédé et du schéma de procédé, développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions chimiques, les propriétés des substances et des mélanges. Ils peuvent aussi communiquer avec d'autres applications comme Excel, Visual Basic et Matlab [30].

3.2.1 Mélangeurs :

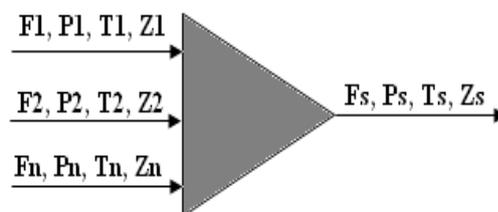


Figure 2.3. Bilan de matière d'un mélangeur.

- **Bilan de matière global**

$$F_s = F_1 + F_2 + \dots + F_3 + F_n = \sum_{i=1}^n F_i \quad (2.1)$$

- **Bilan de matière partiel**

$$F_s Z_s = F_1 Z_1 + F_2 Z_2 + \dots + F_3 Z_3 + F_n Z_n = \sum_{i=1}^n F_i Z_i \quad (2.2)$$

La résolution des bilans de matière permet de déterminer le débit et la composition de sortie.

- **Bilan enthalpique**

$$H_s = H_1 + H_2 + \dots + H_n = \sum_{i=1}^n H_i \quad (2.3)$$

La résolution de cette dernière équation permet de déterminer la température de sortie

3.2.2 Échangeurs de chaleur (Tube Calandre):

Le calcul des échangeurs se base sur deux équations principales :

- **Bilan d'énergie sur l'échangeur :**

$$\dot{m}_{\text{froid}} (H_s - H_e)_{\text{froid}} - \dot{m}_{\text{chaude}} (H_s - H_e)_{\text{chaude}} = 0 \quad (2.4)$$

✓ Calcule du flux thermique en (Watt)

$$Q = U.A.DT_{LM} \cdot F_t \quad (2.5)$$

Avec F_t : facteur de correction

3.2.3 Aéroréfrigérant :

Cet appareil est basé sur le bilan d'énergie entre l'air et le flux de matière à refroidir :

$$\dot{m}_{\text{air}} (H_s - H_e)_{\text{air}} = \dot{m}_{\text{fluide}} (H_e - H_s)_{\text{fluide}} \quad (2.6)$$

Le flux thermique « Duty » de l'échangeur est déterminé, aussi, à partir de l'équation (2.5).

3.2.4 Condenseurs :

Le condenseur est un échangeur avec un seul flux de matière. Le flux d'alimentation est refroidi, jusqu'à l'atteinte des conditions de sortie. Ce type d'appareil est employé lorsque

l'utilisateur ne s'intéresse qu'à la quantité d'énergie nécessaire pour le refroidissement ou le chauffage de l'alimentation par une utilité.

$$Q_{\text{Entrée}} - E_{\text{échangée}} = Q_{\text{Sortie}} \quad (2.7)$$

Afin de résoudre ces appareils, l'utilisateur doit spécifier pour une alimentation donnée :

- La pression de sortie ou la perte de charge à travers l'échangeur.
- La température de sortie ou la quantité d'énergie échangée

3.2.5 Colonne de séparation :

L'absorption est la séparation par voie physique ou physicochimique d'un ou de plusieurs constituant d'un mélange gazeux. La phase liquide est constituée par un solvant qui est mis en contact avec la phase gazeuse. Le ou les constituants absorbés doivent être, le plus souvent, séparés du solvant par détente, stripping (ou stripage) ou distillation.

Parmi plusieurs types de colonnes disponibles dans le HYSYS, on a utilisé la configuration de type rebouilleur-absorbeur. (Voir figure 2.4)

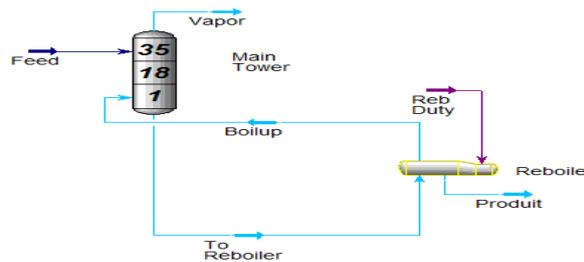


Figure 2.4. Configuration type rebouilleur-absorbeur utilisé.

3.2.6 Pompes :

Le travail théorique est donné par la relation :

$$W_{\text{idéale}} = \frac{(P_s - P_e).D}{\rho_1} \quad (2.8)$$

Le travail réel fourni à la pompe est :

$$W_{\text{réel}} = \frac{(P_s - P_e).D}{\rho_1} \cdot \eta \quad (2.9)$$

L'énergie nécessaire pour fonctionner la pompe peut être exprimée, aussi, en fonction de l'enthalpie sous la forme suivante : [31].

$$E_{\text{nécessaire}} = H_s - H_e \quad (2.10)$$

3.3 Modèles thermodynamiques utilisés

Pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation des changements effectués sur les conditions opératoires, il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi les simulateurs disposent d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur, etc.).

3.3.1 Le choix du modèle thermodynamique :

Les modèles thermodynamiques les plus utilisés dans le domaine des hydrocarbures sont les modèles de Peng-Robinson (PR) et de Soave-Ridlich-Kwong (SRK), ces modèles englobent les Avantages suivants :

- Variante de l'équation de Van der Waals pour les hydrocarbures légers non polaire.
- Les deux modèles sont une amélioration de l'équation d'état de Redlich-Kwong.
- Amélioration de la prédiction des équilibres liquide-vapeur (VLE).
- Utilisé pour les hydrocarbures non-polaires légers (C₁-C₄).
- Utilisé pour les hydrocarbures lourds (C₅+).
- Utilisé pour le CO₂, CO et H₂S (jusqu'à 25% en mole) dans les hydrocarbures légers.
- Utilisé pour le N₂ et H₂ dans les hydrocarbures légers.
- Température du point critique jusqu'aux températures cryogéniques [30].

Le modèle utilisé dans notre simulation est celui de SRK. Le domaine d'application de cette équation d'état (en terme de pression et de température), est compatible avec le cas de la raffinerie d'Alger (pression et température d'entrée dans la section de stabilisation P =14.3 bar, T =20.8 °C), Le tableau suivant donne le domaine d'applicabilité de cette équation d'état :

Tableau 2.1. Le domaine d'application de PR et SRK [32].

Modèle	Température (°C)	Pression (bar)
SRK	>-143	<350
PR	>-271	<1000

3.3.2 Equation d'état de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK)

Cette équation modifiée celle de REDLICH-KWONG, par l'introduction d'une fonction a (T) qui dépend du facteur acentrique ω .

L'équation de SOAVE est de la même forme générale que l'équation.

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a(T)}{V(V + b)} \quad (2.11)$$

SOAVE a introduit les relations suivantes pour exprimer la fonction a (T) :

$$a(T) = a(T_c) \cdot a(T_r) \quad (2.12)$$

$$a(T_c) = 0.42748 \frac{RT_c}{P_c} \quad (2.13)$$

$$a(T_r) = \left[1 + m(1 - \sqrt{T_r}) \right]^2 \quad (2.14)$$

Le coefficient m est calculé en fonction du facteur acentrique ω : [30].

$$m = 0.480 + 1.574 \omega - 0.176 \omega^2 \quad (2.15)$$

4. Données et résultats de calcul

L'objectif de cette étape est de simuler le fonctionnement de la section de stabilisation avec les paramètres opératoires du design. La simulation du cas design de la section de stabilisation a été effectuée selon la représentation simplifiée de cette section avec une nouvelle numérotation de flux de matière et d'énergie (figure 2.5). La figure 2.6 donne la configuration de simulation de cette section par le logiciel HYSYS.

4.1 Données opératoires

La simulation nécessite l'introduction de plusieurs données opératoires telle que la composition, débit, température et pression de la charge ainsi que les flux d'énergie qui sont regroupés dans les tableaux ci-après. Le tableau 2.2 donne la nomenclature des constituants de la charge d'alimentation définie dans le tableau 2.3.

Tableau 2.2. Nomenclature des constituants

Abréviation	Nomenclature	Formules
P	Paraffine (alcane)	C_nH_{2n+2}
i-P	Iso-paraffine	$i-C_nH_{2n+2}$
n-P	Normal paraffine	$n-C_nH_{2n+2}$
N	Naphténique (cycloalcane)	$5C_nH_{2n}$
A	Aromatique	C_nH_{2n-6}

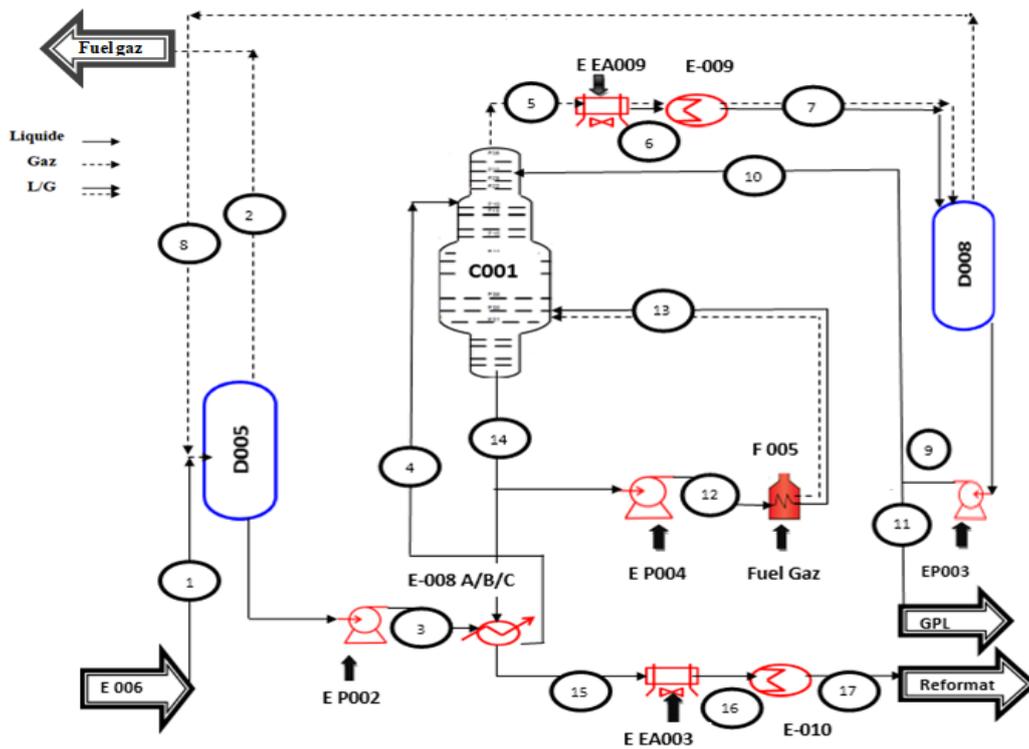


Figure 2.5. Schéma simplifié de représentation de la section de stabilisation.

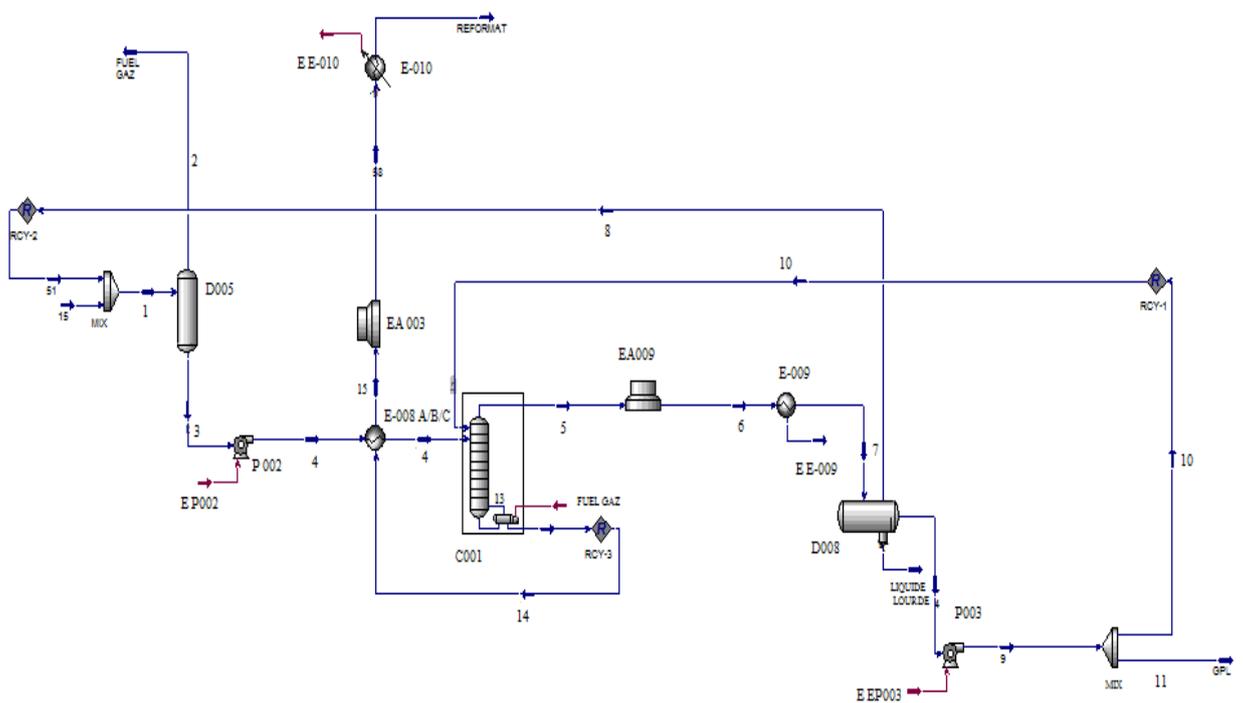


Figure 2.6. Configuration de la section de stabilisation simulée par HYSYS.

Tableau 2.3. Composition de la charge d'alimentation.

Charge d'alimentation		
Constituants	Constituants approchés	Compositions (% mol)
H2	Hydrogène	1.42
P1	CH ₄	0.40
P2	C ₂ H ₆	1.20
P3	C ₃ H ₈	2.41
nP4	n-C ₄ H ₁₀	4.97
iP4	i-C ₄ H ₁₀	4.65
nP5	n-C ₅ H ₁₂	1.47
iP5	i-C ₅ H ₁₂	2.54
nP6	n-C ₆ H ₁₄	3.55
N6	C ₆ H ₁₂	0.28
Benzène	C ₆ H ₆	0.94
nP7	n-C ₇ H ₁₆	8.65
N7	C ₇ H ₁₄	0.11
Toluène	C ₇ H ₈	20.55
nP8	n-C ₈ H ₁₈	3.12
N8	C ₈ H ₁₆	0.04
A8	C ₈ H ₁₀	24.55
nP9	n-C ₉ H ₂₀	0.09
iP9	i-C ₉ H ₂₀	0.61
N9	C ₉ H ₁₈	0.01
A9	C ₉ H ₁₂	12.74
iP10	i-C ₁₀ H ₂₂	0.01
A10	C ₁₀ H ₁₄	5.66
Total	/	99.97

Tableau 2.4. Flux énergétique des équipements

Energies	Valeurs (kW)
E _{Ar002}	2033.88
E _{E009}	278.93
E _{f005}	4904.57
E _{E008}	2033.88
E _{Ar003}	1371.42
E _{E010}	418.4
E _{p004}	56
E _{p003}	39
E _{p002}	39

Tableau 2.5. La Nomenclature des équipements

Abréviation	Nomenclature
Ar	Aéroréfrigérant
E	Condenseur
P	Pompe
F	Four

4.2 Résultats de calcul

4.2.1 Calcul de température, pression et débit

Dans cette partie nous présentons les résultats de simulation de la section étudiée. Les tableaux ci-après donnent une comparaison entre les paramètres opératoires température, pression et débit calculées par le simulateur et ceux donnés par le design du constructeur.

Au vu de cette comparaison, nous pouvons dire que les valeurs obtenues à partir du logiciel HYSYS sont assez proches des valeurs du cas design et parfois similaires. Toutefois, un écart est constaté entre les valeurs de pression et de débit des flux de matières des courants (2, 11) et (13) respectivement.

Tableau 2.6. Comparaison entre les températures design et simulé.

N° de courant	Température (°C) Design	Température (°C) Simulé	Différence (%)
1	20.8	20	0.8
2	20.5	20	0.5
3	20.8	20.2	0.6
4	183.4	186	-2.6
5	81.2	77.0	4.2
6	50	50	0
7	40.0	40.0	0
8	40.0	40.0	0
9	41.47	41.47	0
10	40.2	41.4	0.2
11	40	41.4	-1.4
12	241.8	/	/
13	259	252	7
14	241.8	239.5	2.3
15	77.5	71.70	5.8
16	50	50	0
17	40.3	40.3	0

Tableau 2.7. Comparaison entre les pressions design et simulé.

N° de courant	Pression (bar) Design	Pression (bar) Simulé	Différence (%)
1	14.30	13.65	0.65
2	6.00	8.5	-2.5
3	22.5	21.91	0.59
4	15.2	14.47	1.55
5	15.00	14.26	1.35
6	14.60	14.06	0.95
7	14.40	13.65	0.75
8	14.40	13.65	0.75
9	28.5	28.5	0
10	15.00	16.1	-1.1
11	24	28.03	-4.03
12	17.30	/	/
13	15.30	14.57	0.73
14	15.80	14.57	1.23
15	14.60	12.83	1.77
16	14.30	14.30	0
17	7.00	7.00	0

Tableau 2.8. Comparaison entre les débits design et simulé.

N° de courant	Débit (kg/h) Design	Débit (kg/h) Simulé	Différence (%)
1	78 806	78 810	-4
2	52	53.87	-1.87
3	78 754	78 750	4
4	78 754	78 750	4
5	25 015	25 523	-508
6	25 015	25 523	-508
7	25 015	25 523	-508
8	509	782	-273
9	4 950	4 862	0
10	19 689	20 140	-451
11	4 818	4 881	-63
12	116 345	/	/
13	116 345	100470	15875
14	73 428	73 090	338
15	73 428	73 090	338
16	73 428	73 090	338
17	73 428	73 090	338

4.2.2 Calcul de la composition de vapeur de tête et du fond de C001

La comparaison entre la composition du GPL provenant de la tête du stabilisateur du cas design et cas simulé (tableau 2.9) montre que les mêmes constituants existent dans le cas design et cas simulé à l'exception des traces de C₅ dans le cas design. La teneur simulée en butane et les constituants plus légers (C₄-) est proche à celle de cas design. La composition de la vapeur de tête de la colonne de stabilisation dans le cas simulé représente bien celle du GPL (69.5 % de butane et 20.4% de propane).

Aussi, la comparaison entre le reformat provenant du fond du stabilisateur du cas design et cas simulé (tableau 2.10) montre que les mêmes constituants existent dans le cas design et cas simulé avec des traces de C₄ dans le cas design.

Tableau 2.9. Comparaison entre la composition du vapeur de tête de C001 design et simulé.

Composition du vapeur de tête du stabilisateur			
Constituants	Compositions (%) Design	Compositions (%) Simulé	Différence (%)
Hydrogène	1.41	0.86	0.55
CH ₄	1.50	1.17	0.33
C ₂ H ₆	7.59	8.04	-0.45
C ₃ H ₈	18.51	20,42	-1.91
n-C ₄ H ₁₀	34.42	27,3	7.12
i-C ₄ H ₁₀	36.39	42,21	-5.82
n-C ₅ H ₁₂	0.02	0	0.02
i-C ₅ H ₁₂	0.17	0	0.17
n-C ₆ H ₁₄	/	/	/
C ₆ H ₁₂	/	/	/
C ₆ H ₆	/	/	/
n-C ₇ H ₁₆	/	/	/
5C ₇ H ₁₄	/	/	/
C ₇ H ₈	/	/	/
n-C ₈ H ₁₈	/	/	/
C ₈ H ₁₆	/	/	/
C ₈ H ₁₀	/	/	/
n-C ₉ H ₂₀	/	/	/
i- C ₉ H ₂₀	/	/	/
C ₉ H ₁₈	/	/	/
C ₉ H ₁₂	/	/	/
i-C ₁₀ H ₂₂	/	/	/
C ₁₀ H ₁₄	/	/	/
Total (%)	100	100	/

Tableau 2.10. Comparaison entre la composition du fond de C001 design et simulé.

Composition du fond du stabilisateur			
Constituants	Compositions (%) Design	Compositions (%) Simulé	Différence (%)
Hydrogène	/	/	/
CH ₄	/	/	/
C ₂ H ₆	/	/	/
C ₃ H ₈	/	/	/
n-C ₄ H ₁₀	0.97	0	0.97
i-C ₄ H ₁₀	0.28	0	0.28
n-C ₅ H ₁₂	1.69	1.73	-0.04
i-C ₅ H ₁₂	2.90	3	-0.1
n-C ₆ H ₁₄	4.14	3.34	0.8
C ₆ H ₁₂	0.33	0.34	-0.01
C ₆ H ₆	1.09	1.12	-0.03
n-C ₇ H ₁₆	10.06	10.3	-0.24
C ₇ H ₁₄	0.13	0.13	0
C ₇ H ₈	23.89	24.40	-0.51
n-C ₈ H ₁₈	3.66	3.73	-0.07
C ₈ H ₁₆	0.05	0.05	0
C ₈ H ₁₀	28.55	29.15	-0.6
n-C ₉ H ₂₀	0.10	0.10	0
i-C ₉ H ₂₀	0.72	0.73	0.01
C ₉ H ₁₈	0.01	0.01	0
C ₉ H ₁₂	14.82	15.14	-0.32
i-C ₁₀ H ₂₂	0.01	0.01	0
C ₁₀ H ₁₄	6.59	6.73	-0.14
Total (%)	99.99	100	/

CHAPITRE III
OPTIMISATION ENERGETIQUE DES PROCEDES PAR L'APPROCHE
EXERGETIQUE

Introduction

L'analyse exergetique des procédés est une démarche qui se généralise actuellement. Elle est essentielle en vue de l'optimisation énergétique des procédés. Les notions d'exergie fortement liées aux dégradations d'énergie sont présentées et approfondies compte tenu de leur importance dans les applications industrielles.

1. Conservation de l'énergie dans les systèmes ouverts

1.1 Système ouvert

Les systèmes les plus courants dans les applications pratiques restent toutefois les systèmes ouverts. Ces systèmes thermodynamiques échangent de l'énergie et de la matière avec l'extérieur. De nombreux exemples de tels systèmes existent en pratique, tels les ventilateurs, les turbines, les compresseurs, les échangeurs thermiques, les réacteurs chimiques, ou autres systèmes plus complexes: atelier, usine, etc. Il est donc important de définir d'abord et avec précision le système à étudier et ses limites, puis à dresser les bilans des grandeurs attachées au système en liaison avec les flux d'autres grandeurs qui en traversent les parois. Le domaine macroscopique associé au domaine sera appelé système thermodynamique [33].

1.2 Bilan énergétique d'un système ouvert en régime permanent

La conservation en régime établi des bilans massique et énergétique du système ouvert (figure 3.1), donne l'équation suivante :

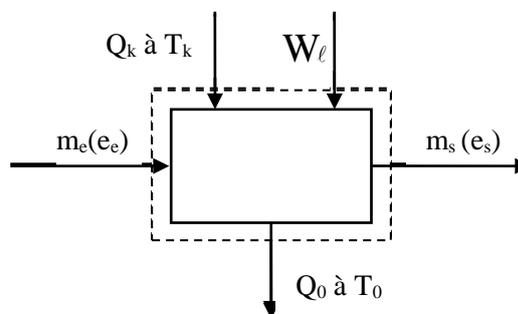


Figure3.1. Bilan énergétique d'un système ouvert.

$$\sum_e m_e e_e + Q_k + W_\ell - \sum_s m_s e_s - Q_0 = 0 \quad (3.1)$$

m_e : Flux de matière à l'entrée du système portant l'énergie spécifique e_e

m_s : Flux de matière à la sortie du système portant l'énergie spécifique e_s

Q_k : Energie thermique reçue par le système à la température T_k

Q_0 : Perte totale d'énergie thermique vers l'environnement à la température T_0

W_ℓ : Energie non thermique (mécanique, électrique,...) reçue par le système

e étant l'énergie spécifique totale définie par : **[34]**.

$$e = h + gz + \frac{v^2}{2} \quad (3.2)$$

Les densités d'énergie respectives $\frac{v^2}{2}$ et gz , représentent l'énergie cinétique et l'énergie potentielle.

1.3 Insuffisance du bilan énergétique

Le bilan de conservation d'énergie (équation 3.1) établit simplement l'équivalence de l'énergie mécanique reçue et de la chaleur perdue ; il met en quelque sorte sur le même plan les deux énergies mécanique et thermique. Cependant, on constate que s'il y a égalité quantitative des diverses formes d'énergie, la qualité des diverses formes d'énergie varie d'une forme à l'autre. Ainsi, une mégajoule d'énergie thermique à 1000°C ne représente pas le même potentiel énergétique à 20°C. De même, le potentiel d'utilisation d'une mégajoule d'énergie mécanique, apparaît rapidement différent du potentiel d'utilisation d'une mégajoule d'énergie thermique. En effet, si l'énergie mécanique peut être spontanément transformée en énergie thermique (par frottements par exemple), la transformation inverse, non spontanée nécessite de procéder selon un schéma très précis. Ce sont tous ces éléments, liés à la qualité de l'énergie et aux processus de transfert et de transformation de l'énergie qui constituent le deuxième principe de la thermodynamique, considéré comme un principe d'évolution **[34]**.

2. Bilan entropique d'un système ouvert

La grandeur physique liée au principe d'évolution est l'entropie, dont on observe la création dès que des opérations ont lieu en dehors de l'équilibre strict, c'est-à-dire pour toutes les opérations industrielles qui nécessairement doivent présenter une certaine cinétique pour avoir lieu en un temps fini.

2.1 Entropie d'un système fermé

L'entropie est une grandeur qui caractérise l'énergie thermique. Il s'agit d'une grandeur d'état extensive additive. L'entropie de tous les corps est nulle à 0 K.

Lorsqu'un système échange de la chaleur δq à T (uniforme), son entropie varie de la quantité :

$$dS = \frac{\delta q}{T} + \delta S_{\text{créée}} \quad (3.3)$$

Les phénomènes vraiment « réversibles » ne sont pas créateurs d'entropie. Aucune transformation réelle n'est réversible, mais il existe des cas où l'on peut s'en approcher (les phénomènes très lents en particulier).

2.2 Rendement d'une machine motrice à deux sources de chaleur

Le rendement d'une transformation d'énergie à deux sources de chaleur (figure 3.2) est égal au rapport de l'énergie utile sur l'énergie thermique que doit fournir la source chaude.

En appelant η_M ce rendement, la définition précédente permet d'écrire [35]:

$$\eta_M = \frac{W}{Q_1} \quad (3.4)$$

Comme

$$W = Q_1 - Q_2 \quad (3.5)$$

On aura

$$\eta_M = \frac{Q_1 - Q_2}{Q_1} \quad (3.6)$$

Soit

$$\eta_M = \left[1 - \frac{Q_2}{Q_1} \right] \quad (3.7)$$

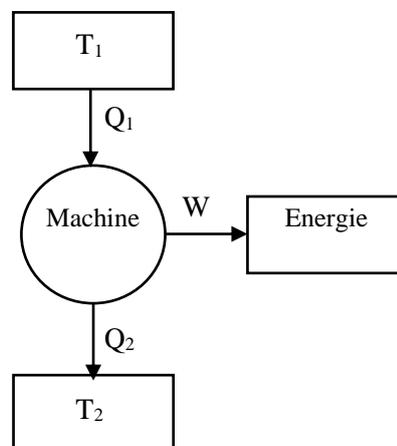


Figure 3.2 : machine motrice à deux sources de chaleur

D'après le deuxième principe de la thermodynamique, les entropies totales avant et après transfert sont données par :

$$\Delta S_1 = \frac{Q_1}{T_1} \quad (3.8)$$

et

$$\Delta S_2 = \frac{Q_2}{T_2} \quad (3.9)$$

Comme cette grandeur est conservative, la différence donne l'entropie créée, soit:

$$\Delta S_{\text{créée}} = \left[\frac{Q_2}{T_2} - \frac{Q_1}{T_1} \right] \geq 0 \quad (3.10)$$

Pour un mode réversible de la transformation on a :

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{T_1}{T_2} \quad (3.11)$$

D'où, le rendement réversible de cette machine motrice

$$\eta_{\text{MR}} = \left[1 - \frac{T_2}{T_1} \right] \quad (3.12)$$

η_{MR} est appelé aussi le rendement de Carnot

Dans le cas du mode irréversible :

$$\frac{Q_1}{Q_2} < \frac{T_1}{T_2} \quad (3.13)$$

soit :

$$\eta_{\text{M}} < \eta_{\text{MR}} \quad (3.14)$$

Ainsi, η_{M} est toujours inférieur à η_{MR}

Ce résultat montre que l'efficacité maximale de cette machine motrice fonctionnant entre deux sources de chaleur à deux températures différentes sera égale au rendement de Carnot.

2.3 Production d'entropie dans un système ouvert

Il y a lieu dans ce cas de tenir compte des transferts d'entropie liés au transfert de matière. En effet à toute matière est associée une entropie spécifique s . en conséquence le bilan entropique d'un système ouvert recevant des flux de matière s'écrit [35]:

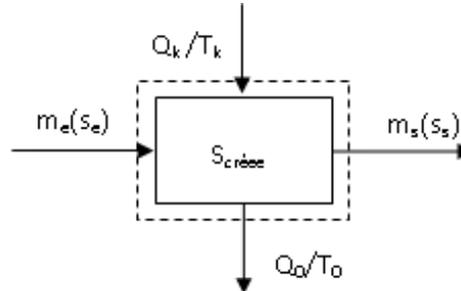


Figure 3.3. Bilan entropique du système ouvert.

$$\left(\sum_e m_e s_e - \sum_s m_s s_s \right) - \frac{Q_0}{T_0} + \frac{Q_k}{T_k} + S_{\text{créée}} = 0 \quad (3.15)$$

Le flux $S_{\text{créée}}$ peut provenir des différentes formes d'irrégularités recensées pour le système.

2.4 Réversibilité et Irréversibilité

Une transformation thermodynamique est dite réversible si elle est parfaite, c'est-à-dire si l'entropie créée est nulle. Il n'y a pas alors de dégradation d'énergie, de sorte que toutes les formes d'énergie se comportent de façon identique. Toutes les variables d'extensivité se conservent. Une transformation réversible apparaît comme une transformation idéale, inaccessible en pratique.

La transformation irréversible est en fait une transformation réelle. Elle est définie par opposition à la précédente et entraîne une création d'entropie. Pour bien comprendre et déceler l'origine de l'énergie dégradée, il est nécessaire de bien comprendre les phénomènes physiques qui constituent les causes d'irrégularités.

Nous citons ci-dessous quelques exemples fondamentaux des processus irréversibles :

- Mélangeage ; homogénéisation des températures
- Transfert de chaleur ; gradient de température
- Perte de pression du fluide due aux frottements
- Réaction chimique.

3. Analyse exergetique des systèmes ouverts en régime permanent

3.1 Insuffisance du bilan entropique

La création d'entropie a servi aux scientifiques, pour mesurer la dégradation de l'énergie causée par les irréversibilités des transferts et des transformations énergétiques. Cependant, pour l'ingénieur habitué à raisonner en termes énergétiques, donc en Joules ou kWh, cette mesure n'est pas pratique. En effet, l'entropie, ou son évolution dans le temps, se mesure en unité d'énergie par Kelvin ($J.K^{-1}$). Ce fait constitue au moins l'une des raisons de l'intérêt de l'emploi de la notion d'exergie pour traiter de ces problèmes de dégradations d'énergie [34].

3.2 Expression du travail dégradé

En considérant le système thermodynamique ouvert (figure 3.1), dont la frontière est conventionnellement à une température T_0 non affectée par les transferts thermiques (milieu extérieur), les transferts sont assurés par des écarts de températures supposées localisées à l'intérieur du volume de contrôle.

Par élimination de Q_0 entre les équations (3.1) et (3.15), il vient :

$$W_l = \sum_s m_s (e_s - T_0 s_s) - \sum_e m_e (e_e - T_0 s_e) - Q_k \left(1 - \frac{T_0}{T_k}\right) + T_0 S_{créee} \quad (3.16)$$

Si le système fonctionne réversiblement, il vient pour W_r travail réversible, correspondant soit au travail minimum à fournir au système, soit au travail maximum cédé à l'extérieur.

$$W^{rev} = \sum_s m_s (e_s - T_0 s_s) - \sum_e m_e (e_e - T_0 s_e) - Q_k \left(1 - \frac{T_0}{T_k}\right) \quad (3.17)$$

Il en résulte que

$$W_l = W^{rev} + W_p \quad (3.18)$$

W_p étant le travail dégradé ou perdu dans le système, soit :

$$W_p = T_0 S_{créee} \quad (3.19)$$

L'équation (3.19) montre le lien entre le travail dégradé et la création d'entropie, à savoir la température de référence T_0 . L'usage courant veut que la température de référence soit la température ambiante conventionnelle de $25^\circ C$ ou $298,15K$.

3.3 Bilan exergétique du système ouvert

3.3.1 Notion d'exergie

L'exergie est définie comme étant la quantité d'énergie mécanisable qu'il est possible d'obtenir avec de la matière qui est portée, dans la transformation réversible mise en œuvre, à l'équilibre thermodynamique avec les composants naturels de l'environnement avec lesquelles elle interagit et uniquement avec ceux-ci [36].

De ce point de vue général, les auteurs définissent diverses formes de l'exergie (Ex) qui est une grandeur extensive additive.

$$Ex_M = Ex_c + Ex_p + Ex_{ph} + Ex_{ch} \quad (3.20)$$

$Ex_c, Ex_p, Ex_{ph}, Ex_{ch}$: exergie cinétique, potentielle, physique et chimique

- Les énergies cinétiques et potentielles des fluides sont deux formes d'énergie ayant la faculté de fournir un travail mécanique ou son équivalent. Leur évaluation exergétique par rapport au niveau des données de référence donne :

$$Ex_c = m \left(\frac{v^2}{2} - \frac{v_0^2}{2} \right) \quad \text{et} \quad Ex_p = mg (z - z_0) \quad (3.21)$$

v_0 : vitesse moyenne du fluide par rapport à la surface de la terre

z_0 : altitude du fluide au dessus du niveau de la mer

m : débit du fluide

- L'exergie physique représente le travail que peut fournir une certaine quantité de matière lors d'un processus réversible d'un état initial (T, P) à un état final déterminé par les paramètres de l'environnement (T_0, P_0).

Le bilan d'énergie et d'entropie du système de la figure 3.4 donne les équations suivantes :

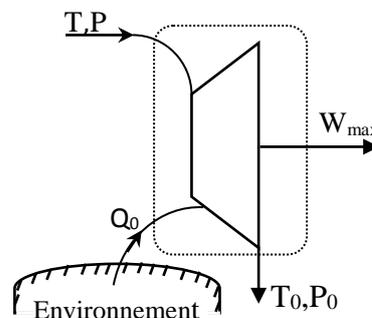


Figure 3.4. Travail maximal d'un processus physique réversible [37].

$$Q_0^{rev} - W^{rev} = m(h_0 - h) \quad (3.22)$$

$$Q_0^{rev} = T_0 m(s_0 - s) \quad (3.23)$$

Eliminons Q_0^{rev} entre ces deux équations, on obtient

$$W^{rev} = Ex_{ph} = m[(h - T_0 s) - (h_0 - T_0 s_0)] \quad (3.24)$$

$$Ex_{ph} = m[(h - h_0) - T_0(s - s_0)] \quad (3.25)$$

$(h, s), (h_0, s_0)$: enthalpie et entropie spécifiques du fluide respectivement à (T, P) et (T_0, P_0)

- L'exergie chimique est le travail que peut fournir une quantité de matière, si elle était amenée

de T_0, P_0 à un état d'équilibre thermodynamique avec les composants communément présents dans l'environnement naturel.

Considérons la réaction chimique réversible se déroulant à (T_0, P_0) indiquée sur la figure (3.5):

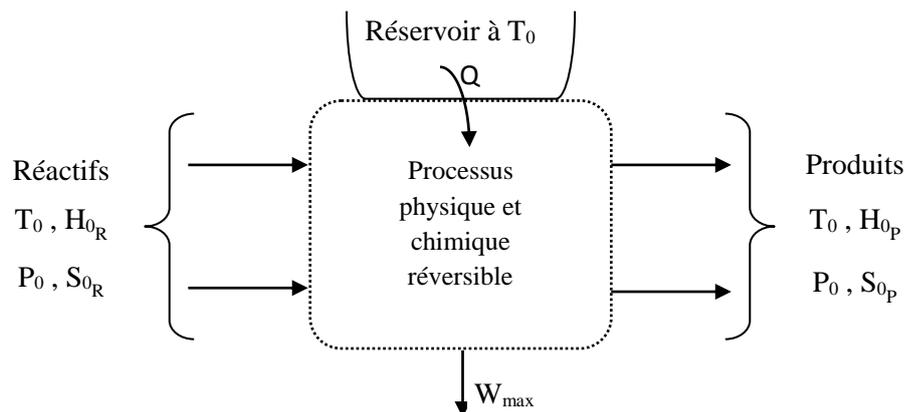


Figure 3.5. Réaction chimique réversible à (T_0, P_0) [37].

D'après le premier et le second principe de la thermodynamique on a :

$$Q - W_{\max} = H_{0P} - H_{0R} \quad (3.26)$$

$$Q = T_0 (S_{0P} - S_{0R}) \quad (3.27)$$

La combinaison de ces deux équations donne:

$$W_{\max} = (H_{0R} - H_{0P}) - T_0 (S_{0R} - S_{0P}) \quad (3.28)$$

En définissant la fonction de Gibbs par :

$$G = H - TS \quad (3.29)$$

La variation de l'enthalpie libre de la réaction s'écrit :

$$\Delta G^0 = G_p - G_R \quad (3.30)$$

Soit pour le travail maximal fourni vers le milieu extérieur :

$$W_{\max} = -\Delta G^0 \quad (3.31)$$

Se basant sur l'équation (3.31), la variation d'exergie standard associée à la réaction de formation @ du composé $A_a X_x Y_y$ à (P_0, T_0) , est :

$$aA + xX + yY \rightarrow A_a X_x Y_y$$

$$e_{\text{xch}}^0(A_a X_x Y_y) - a e_{\text{xch}}^0(A) - x e_{\text{xch}}^0(X) - y e_{\text{xch}}^0(Y) = \Delta G_f^0(T_0) \quad (3.32)$$

Soit pour l'exergie standard du composé $A_a X_x Y_y$:

$$e_{\text{xch}}^0(A_a X_x Y_y) = \Delta G_f^0(T_0) + a e_{\text{xch}}^0(A) + x e_{\text{xch}}^0(X) + y e_{\text{xch}}^0(Y) \quad (3.33)$$

Ainsi, l'exergie d'un composé $A_a X_x Y_y$ peut être calculée à partir de son enthalpie libre de formation et les exergies standard des éléments simples (A, X et Y). En choisissant le composé de référence suivant des critères bien définis, Szargut et coll [36] ont ainsi tabulé les exergies standard d'un nombre important de composés solide, liquide et gazeux.

D'autre part, l'exergie chimique du composé i dans le mélange s'écrit :

$$e_{\text{xchi}} = e_{\text{xchi}}^0 + RT_0 \ln a_i \quad (3.34)$$

3.3.2 Bilan d'exergie

En définissant l'exergie par les équations ci-dessus, le bilan de l'équation (3.16), peut s'écrire sous la forme du bilan exergetique (3.35). Seule cette forme de comptabilité permet d'évaluer qualitativement et quantitativement les dégradations d'énergie.

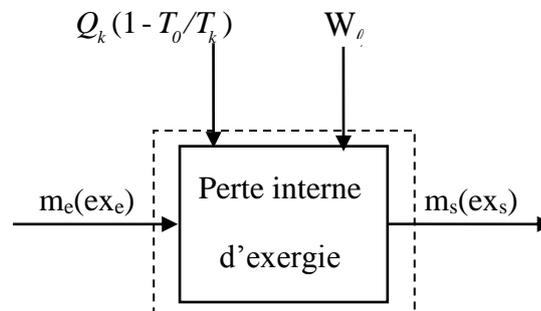


Figure 3.6. Bilan exergetique du système ouvert

$$Ex_p = T_0 S_{\text{créée}} = \left[\sum m_e(e_{x_e}) - \sum m_s(e_{x_s}) \right] + Q_k \left(1 - \frac{T_0}{T_k} \right) + W_l \quad (3.35)$$

- L'expression $[\sum m_e(e_{xe}) - \sum m_s(e_{xs})]$ correspond à la somme des flux exergetiques entrant et sortant du système ouvert.
- Le terme $Q_k(1 - \frac{T_o}{T_k})$ correspond à l'exergie fournie par la source de chaleur.
- Le terme \dot{W} est la puissance mécanique ou autre échangé.
- Une exergie perdue ou détruite Ex_p , correspondante à la création d'entropie due aux différentes irréversibilités du système est égale à $T_o S_{créée}$.

Afin d'évaluer sur le plan exergetique les performances d'un organe d'une installation à celles de l'installation toute entière, on calcule son efficacité exergetique.

$$\eta_{ex} = \frac{Ex_{sortante}}{Ex_{entrante}} \times 100 \quad (3.36)$$

Ainsi, un processus est thermodynamiquement idéal s'il ne s'y produit aucune perte d'exergie, et il s'écarte de l'idéal thermodynamique dans la mesure où de l'exergie est consommée. L'amélioration et l'optimisation d'un procédé peuvent être aux mieux guidées par la détermination des sources et des grandeurs de ses pertes d'exergie [3].

4. Calcul des grandeurs thermodynamiques

Les équations de calcul étant destinées à l'élaboration des différents bilans, un certain nombre de précautions sont à mentionner.

Les bilans exergetiques font intervenir le plus souvent une faible part de l'énergie mise en jeu, par contre leur utilisation constitue une grande partie de l'exergie utilisée ou détruite. D'où l'importance de la précision des mesures pour le calcul des énergies d'origine calorifique, de façon à ce que les différentes exergies calculées, qu'elles soient d'origine calorifique ou mécanique, restent significatives et comparables.

Le bilan énergétique doit être cohérent et bouclé, sa validité est facile à vérifier alors que le bilan exergetique n'est pas aussi facilement vérifiable. Il doit être calculé à l'aide d'équations cohérentes faisant intervenir celles utilisées dans le bilan énergétique. Cette cohérence est indispensable pour ne pas imputer des erreurs dues au calcul à une perte exergetique.

Les différents flux de matière étudiés déterminent les produits mis en jeu. Ils se divisent en trois catégories :

- 1- Les gaz, pour lesquels on retiendra : les mélanges gazeux d'hydrocarbures, de l'air humide et les fumées de combustion
- 2- Les liquides, où il s'agira principalement des mélanges liquides d'hydrocarbures.
- 3- Les mélanges diphasiques liquides-gaz d'hydrocarbures

Pour les flux de matière liquides, il s'agira des équations relatives aux mélanges idéaux de corps purs, dont les données sont facilement accessibles à partir des relations de base ci-après.

Pour l'enthalpie spécifique molaire :

$$h_L = \sum_i X_i h_{i,liq} \quad (3.37)$$

$$h_{i,liq} = h_{i,liq(T_0)}^o + \int_{T_0}^T C_{p_{i,liq}}(T) dT \quad (3.38)$$

Pour l'entropie spécifique molaire

$$s_L = \sum_i X_i s_{i,liq} - R \sum_i X_i \ln X_i \quad (3.39)$$

$$s_i = s_{i,liq(T_0)}^o + \int_{T_0}^T C_{p_{i,liq}}(T) d \ln T \quad (3.40)$$

Ainsi, l'exergie physique spécifique molaire s'écrit conformément à l'équation (3.25) :

$$e_{xLph} = \sum_i X_i \left[\int_{T_0}^T C_{p_i}(T) dT - T_0 \int_{T_0}^T C_{p_i}(T) d \ln T \right] \quad (3.41)$$

L'exergie chimique molaire intervenant pour les flux de matière subissant un changement de composition ou une transformation chimique se calcule conformément à l'équation (3.34) par :

$$e_{xLchim} = \sum X_i \left(e_{xchi}^o + RT_0 \ln X_i \right) \quad (3.42)$$

D'autre part, pour les flux de matière gazeux, il s'agira des mélanges idéaux de gaz parfaits

Pour l'enthalpie spécifique molaire :

$$h_G = \sum_i X_i h_{i,g} \quad (3.43)$$

$$h_{i,g} = h_{i,g(T_0)}^o + \int_{T_0}^T C_{p_{i,g}}(T) dT \quad (3.44)$$

Pour l'entropie spécifique molaire :

$$s_G = \sum_i X_i s_{i,g} - R \sum_i X_i \ln X_i \quad (3.45)$$

$$S_{i,g} = S_{i,g(T_0)}^o + \int_{T_0}^T C_{p_{i,g}}(T) d\ln T - R \ln \frac{P}{P_0} \quad (3.46)$$

Soit pour l'exergie physique spécifique molaire du gaz s'écrit :

$$e_{xG_{ph}} = \sum_i X_i \left[\int_{T_0}^T C_{p_{i,g}}(T) dT - T_0 \int_{T_0}^T C_{p_{i,g}}(T) d\ln T + RT_0 \ln \frac{P}{P_0} \right] \quad (3.47)$$

L'exergie chimique molaire du flux de matière gazeux se calcule par voie similaire à celle du liquide, soit:

$$e_{xG_{chim}} = \sum_i X_i (e_{xchi}^o + RT_0 \ln X_i) \quad (3.48)$$

En négligeant les énergies cinétiques et potentielles, l'exergie spécifique molaire totale du flux de matière peut s'écrire :

$$e_{x_{totale}} = e_{x_{physique}} + e_{x_{chimique}} \quad (3.49)$$

Pour les flux de matière diphasiques liquide-gaz, l'exergie spécifique molaire totale se calcule par l'équation ci-après, en fonction de la teneur du liquide (x) et celle du gaz (y)

$$e_{x_{totaleL-G}} = x e_{x_{totaleL}} + y e_{x_{totaleG}} \quad (3.50)$$

La chaleur spécifique moyenne $C_{p_i}(T)$ du composé i pour les liquides et gaz, fonction de la température, est calculée à l'aide du polynôme suivant :

$$C_{p_i}(T) = a_i + b_i T + c_i T^{-2} \quad (3.51)$$

La masse molaire moyenne du gaz et liquide est calculée par l'équation

$$M = \sum_i X_i M_i \quad (3.52)$$

X_i , M_i fraction molaire et masse molaire du constituant i

Les exergies spécifiques standard ($e_{x_{ch,i}}^o$) des différents constituants du liquide et du gaz sont fournies par [36], [37]. et données en annexe 4.

5. Calcul de la température T_F de la source de chaleur Q

Le Four de rebouillage du fluide au bas de la colonne de séparation C001 de la section de stabilisation est représenté en figure (3.7), Q étant la chaleur dégagée par la combustion du Fuel gaz utilisé et T_F sa température, suppose uniforme et égale à celle de la flamme produite.

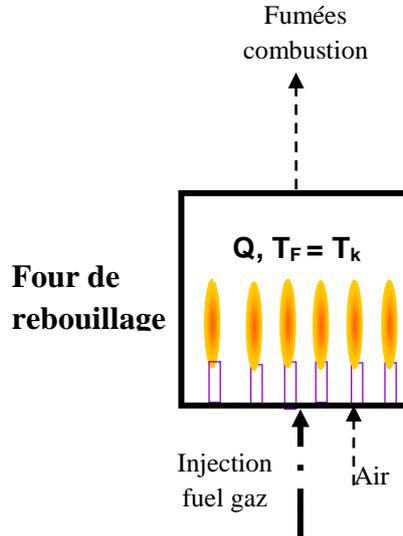


Figure 3.7. Four de rebouillage de la colonne de séparation C001

En négligeant les pertes thermiques à travers les parois du four et en considérant la température de la flamme est égale à celle des fumées dégagées T_F , les bilans de conservation de masse et d'énergie sur la combustion donnent: [38].

$$m_f = m_{air} + m_{CB} \quad (3.53)$$

$$Q_{FG} + Q_{air} = Q_f \quad (3.54)$$

avec
$$Q_{FG} = m_{FG} \cdot PCI_{FG} \quad (3.55)$$

$$Q_{air} = m_{air} C_{p_{air}} (T_{air} - T_0) \quad (3.56)$$

$$Q_f = m_f C_{p_f} (T_F - T_0) \quad (3.57)$$

En introduisant le facteur d'air de combustion λ défini en fonction du volume d'air stochiométrique ou pouvoir comburivore α (Nm^3 d'air / Nm^3 de gaz) par:

$$m_{air} = \lambda \alpha \frac{\rho_{air}}{\rho_{FG}} \cdot m_{FG} \quad (3.58)$$

$$T_F = T_0 + \frac{\lambda \alpha \frac{\rho_{air}}{\rho_{FG}} \cdot c_{p_{air}} \cdot (T_{air} - T_0) + PCI}{(1 + \lambda \alpha \frac{\rho_{air}}{\rho_{FG}}) \cdot c_{p_{fumée}}} \quad (3.59)$$

CHAPITRE IV**RESULTATS ET INTERPRETATION****Introduction**

Le logiciel HYSIS ayant assez bien représenté le fonctionnement du procédé de la section de stabilisation, il est ainsi utilisé dans cette partie pour effectuer la simulation de cette section sous différentes conditions opératoires.

1. Bilans exergétique des installations

Afin de simplifier le calcul du bilan exergétique des différentes installations de la section de stabilisation, plusieurs hypothèses sont considérées.

1.1 Hypothèses de calcul

Les hypothèses de calcul considérées sont :

- L'énergie cinétique et potentielle de différents flux de matière sont négligeables
- Les transformations sont effectuées en régime permanent
- Les pertes de charge dans les conduites de l'installation sont négligées
- La température et la pression de référence adoptée sont respectivement $T_0=298K$ et $P_0=1atm$
- Les capacités calorifiques sont indépendantes de la température est estimée à la première constante (a_i) du polynôme :

$$Cp_i(T) = a_i + b_i.T + c_i.T^2 \quad [2]$$

- Les pertes thermiques à travers les parois pour les différentes installations sont négligeables.

1.2 Méthodologie de calcul du bilan exergétique

Pour le calcul des flux exergétiques et l'établissement du bilan exergétique des différentes installations, les étapes de la méthodologie suivie sont illustrées par l'organigramme ci-après. Le calcul est effectué au moyen du logiciel Matlab dont le programme est donné en annexe 5.

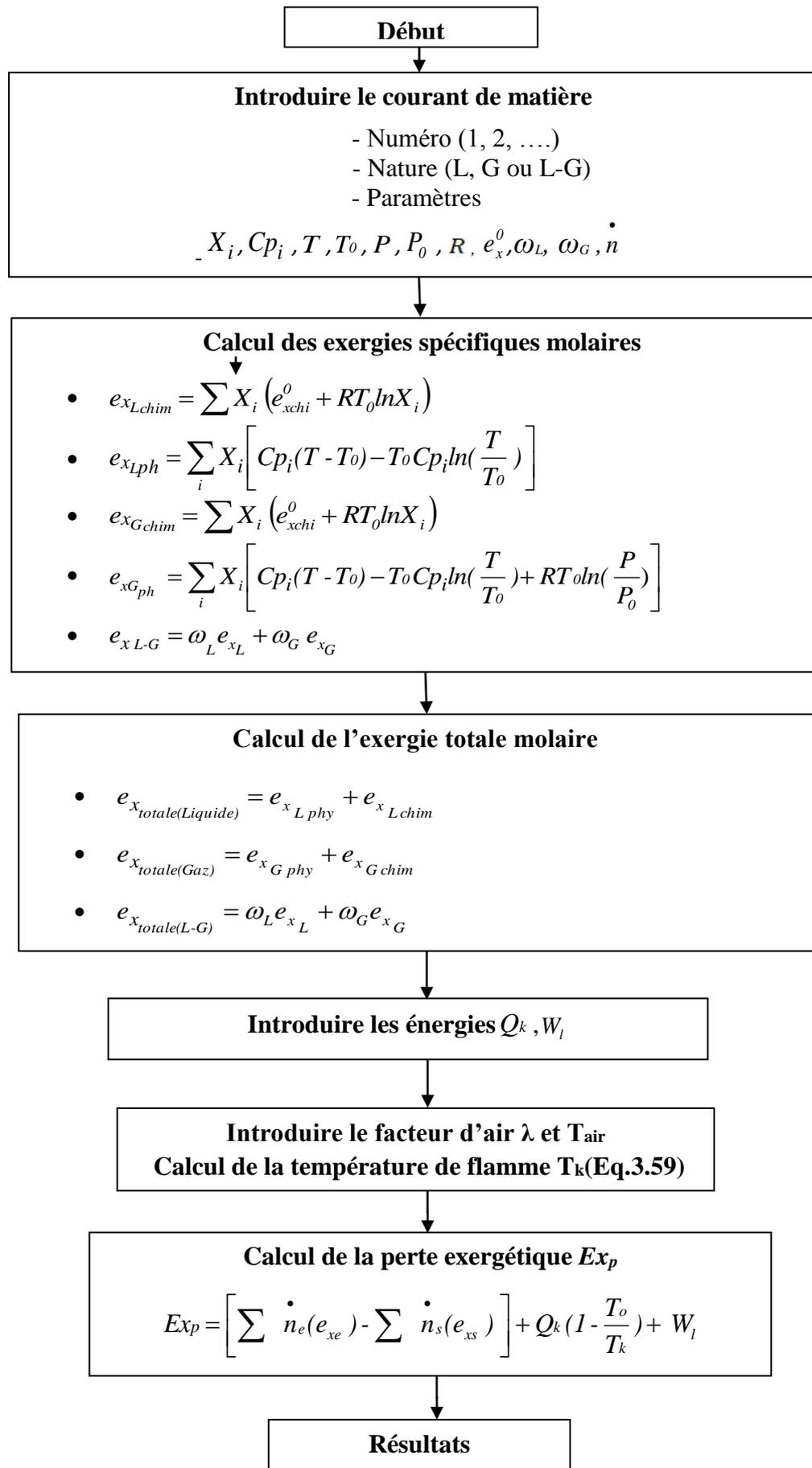


Figure 4.1. Organigramme de calcul par Matlab.

1.3 Résultats d'analyse exergetique

1.3.1 Le choix des sections

L'objectif de cette étape est d'effectuer une analyse exergetique de la section de stabilisation afin de déterminer les pertes exergetiques. A cette fin plusieurs sections ont été choisies et qui sont délimitées par les lignes discontinues, comme le montre la figure 4.2 ci-dessous. A titre d'exemple :

- ✓ La section 4 considère uniquement l'aéroréfrigérant et le condenseur avec le courant d'entrée 5 et le courant de sortie 7.
- ✓ La section 6 considère uniquement la colonne de séparation, la pompe et le four avec les courants d'entrées 4 et 10 et les courants de sorties 5 et 15.

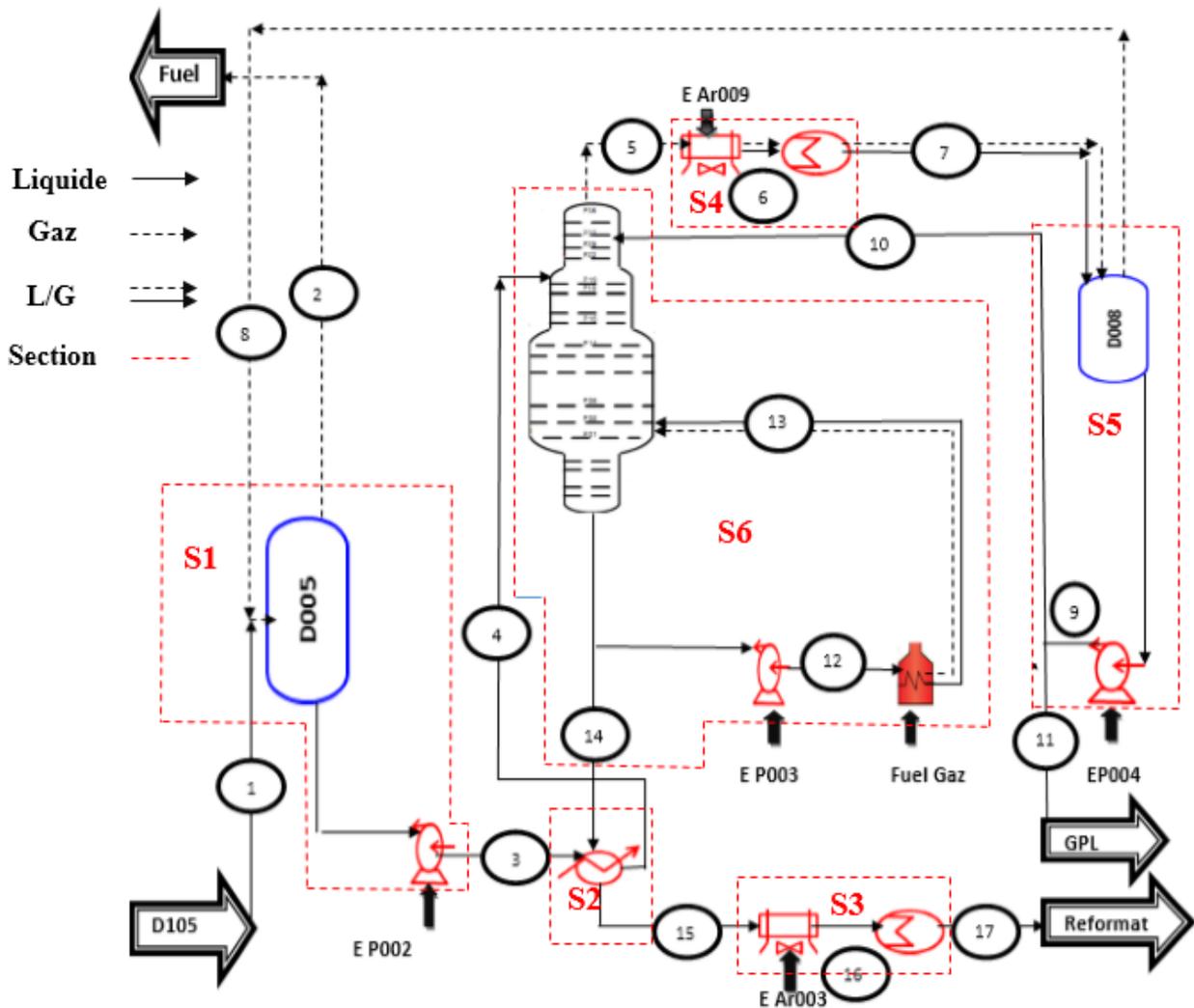


Figure 4.2.Représentation des sections du procédé de la section de stabilisation pour le calcul du bilan exergetique.

1.3.2 Calcul des flux exergétique

Les tableaux ci-après donnent les valeurs des différents flux d'exergie spécifiques physique et chimique sous les conditions opératoires du Design. Ce tableau montre que les valeurs des exergies chimique sont plus importantes devant celle des exergies physiques. Ceci est dû à la valeur élevée de l'enthalpie libre de formation des constituants hydrocarbures par rapport au potentiel exergétique de la pression et de la température.

Tableau 4.1. Valeurs des flux d'exergie physique et chimique molaires en (kJ/mol)

N° Flux	ex_{phy} (kJ/mol)	ex_{chim} (kJ/mol)	ex_{tot} (kJ/mol)
1	0.55226	426030	426030
2	443.68	45025	45468
3	0.55644	429670	429670
4	584.22	429670	430260
5	701.01	254110	254820
6	670.38	254110	e_{xG} : 254790
	6.3903	254110	e_{xL} : 254120
			e_{xL-G} : 254150
7	662.92	254110	e_{xG} : 254780
	2.3498	254110	e_{xL} : 254120
			e_{xL-G} : 254130
8	660.61	154490	155150
9	6.7792	257720	257720
10	5.7897	257720	257720
11	5.6408	257720	257720
12	1038	458090	459120
13	1158.3	458160	e_{xG} : 459310
	1158.3	458160	e_{xL} : 459310
			e_{xL-G} : 459310
14	1038.7	458350	459390
15	79.882	458350	458430
16	19.149	458350	458370
17	7.3210	458350	458350

1.3.3 Etablissement des bilans exergetiques des differentes sections

Les résultats du bilan exergetique des sections du procédé mentionnées ci-dessus sont regroupés dans les tableaux ci-après.

- **Section 1 : Ballon D005+ Pompe 002**

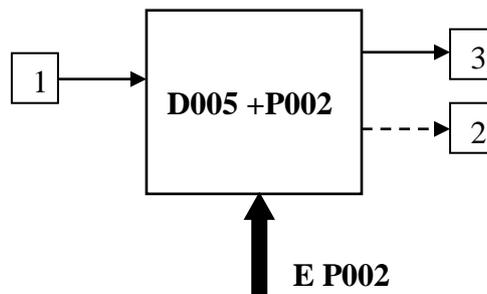


Figure 4.3. Bilan exergetique de la section 1.

Tableau 4.2. Perte exergetique de la section 1.

	EX Entrante (kW)	EX sortante (kW)	Energie de la pompe (kW)	Exp (kW)
Section1	$9.7859 \cdot 10^7$	$9.7849 \cdot 10^7$	39	$9.1754 \cdot 10^3$

- **Section 2 : Echangeur E 008**

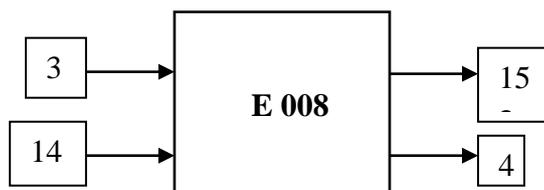


Figure 4.4. Bilan exergetique de la section 2.

Tableau 4.3. Perte exergetique de la section 2.

	EX Entrante (kW)	EX sortante (kW)	Energie (kW)	Exp (kW)
Section 2	$1.8856 \cdot 10^8$	$1.8846 \cdot 10^8$	0	$5.5375 \cdot 10^4$

- Section 3 : Aéroréfrigérant EA 003+ condenseur E010

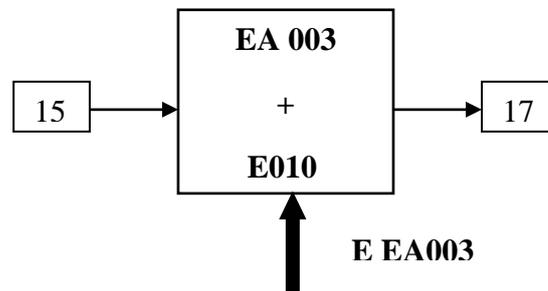


Figure 4.5. Bilan exergétique de la section 3.

Tableau 4.4 Perte exergétique de la section 3

	EX _{Entrante} (kW)	EX _{sortante} (kW)	Energie de l'hélice (kW)	EX _p (kW)
Section 3	$9.0576 \cdot 10^7$	$9.0569 \cdot 10^7$	1371.42	$8.6819 \cdot 10^3$

- Section 4 : Aéroréfrigérant EA 002 + condenseur E009

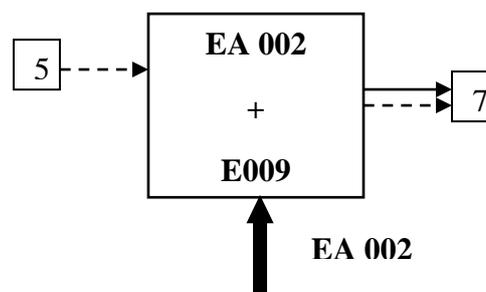


Figure 4.6. Bilan exergétique de la section 4.

Tableau 4.5. Perte exergétique de la section 4.

	EX Entrante (kW)	EX sortante (kW)	Energie de l'hélice (kW)	EX _p (kW)
Section 4	$3.4043 \cdot 10^7$	$3.3955 \cdot 10^7$	2033.88	$9.0210 \cdot 10^4$

- Section 5 : Ballon D008+ Pompe 003

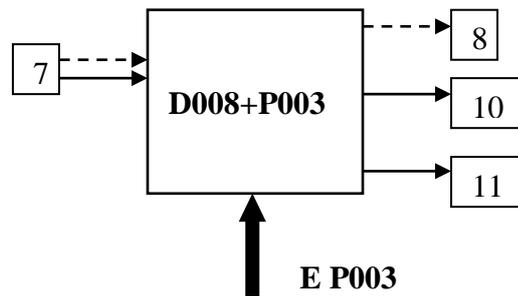


Figure 4.7. Bilan exergétique de la section 5.

Tableau 4.6 Perte exergétique de la section 5.

	$Ex_{Entrante}$ (kW)	$Ex_{sortante}$ (kW)	Energie de la pompe (kW)	Ex_p (kW)
Section 5	$3.3952 \cdot 10^7$	$3.3951 \cdot 10^7$	39	$4.68 \cdot 10^2$

- Section 6 : Colonne 001

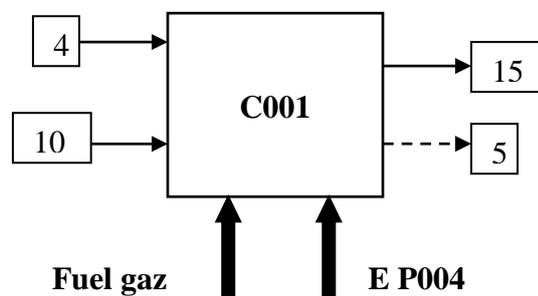


Figure 4.8. Bilan exergétique de la section 6.

Tableau 4.7. Perte exergétique de la section 6.

	$Ex_{Entrante}$ (kW)	$Ex_{sortante}$ (kW)	Fuel gaz (kW)	Energie de la pompe (kW)	Ex_p (kW)
Section 6	$1.2490 \cdot 10^8$	$1.2462 \cdot 10^8$	4904.57	56	$2.8593 \cdot 10^5$

Tableau 4.8. Résultats du bilan exergetique des différentes sections du procédé

Sections	Ex _{entrante} (kW)	Ex _{sortante} (kW)	Exergie reçue (kW)		Ex _p (kW)	φ (%)
Section1	9.7859 10 ⁷	9.7849 10 ⁷	39		9.1754 10 ³	2.04
Section2	1.8856 10 ⁸	1.8846 10 ⁸	0		5.5375 10 ⁴	12.31
Section3	9.0576 10 ⁷	9.0569 10 ⁷	1371.42		8.6819 10 ³	1.93
Section4	3.4043 10 ⁷	3.3955 10 ⁷	2033.88		9.0210 10 ⁴	20.05
Section5	3.3952 10 ⁷	3.3951 10 ⁷	39		4.68 10 ²	0.1
Section6	1.2490 10 ⁸	1.2462 10 ⁸	Fuel gaz	P004	2.8593 10 ⁵	63.57
			4904.57	56		

Interprétation

Le tableau 4.8 ci-dessus donne la part de la perte exergetique de la section (φ(%)) par rapport à la perte globale du procédé. Il révèle que cette perte d'exergie se localise principalement dans les sections 6(63%), 4(20%) et 2(12%). De même, la figure 4.9 donne une répartition de la perte exergetique par section. La section 6 est une source de dégradation d'énergie causée par les processus irréversible tels que : la séparation chimique des constituants, la combustion dans le rebouilleur, la perte de charge dans la colonne et le transfert de chaleur.

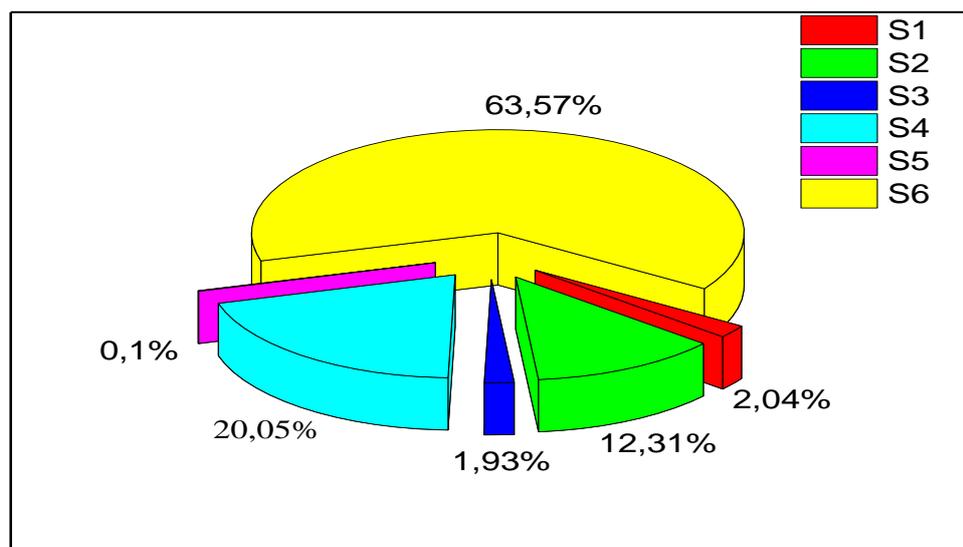


Figure 4.9. Répartition de la Perte exergetique par section.

Par ailleurs, la figure 4.10 donne une répartition par forme de perte exergétique. On constate que la perte exergétique chimique est plus significative que celle physique soit 99.96% contre 0.04% pour la perte exergétique physique.

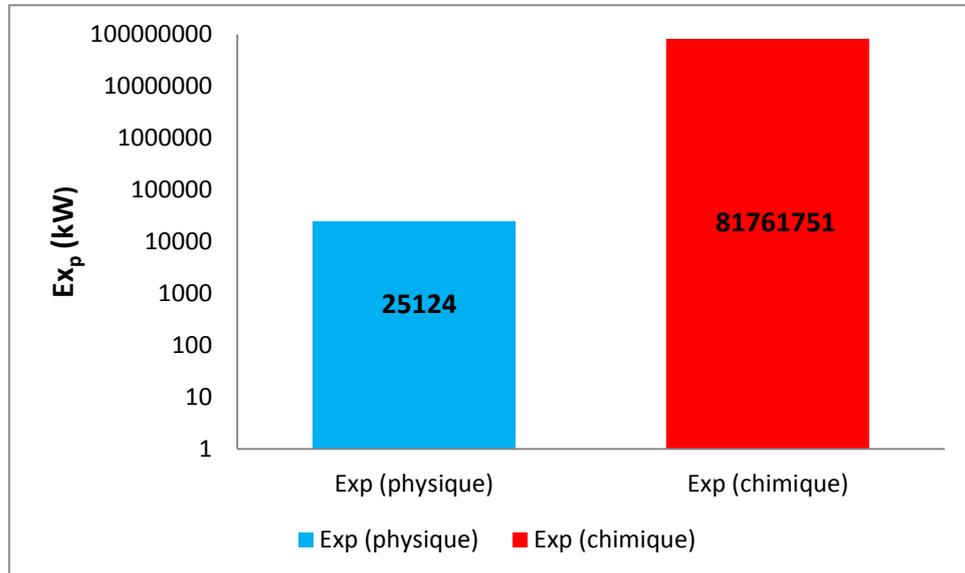


Figure 4.10. Répartition de la forme de perte exergétique.

2. Simulation de la perte exergétique de la colonne de séparation C001

Dans cette partie, nous étudions l'influence des paramètres opératoires sur le procédé de fonctionnement de la section C001, dans le but d'analyser la sensibilité de sa perte exergétique aux conditions opératoires et afin de comprendre les mécanismes qui contrôlent la dégradation d'énergie dans cette section.

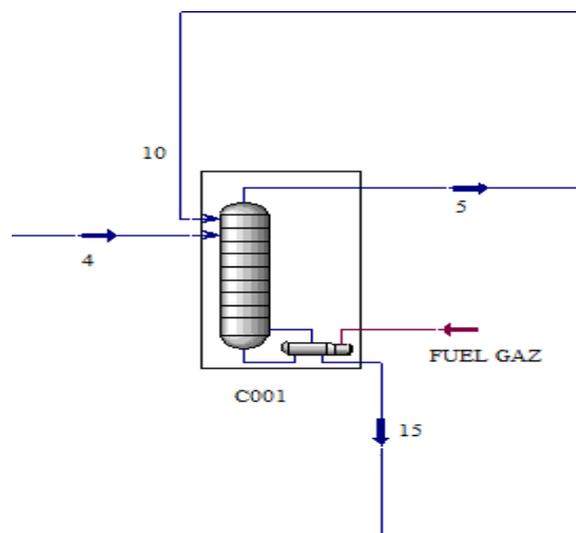


Figure 4.11 Simulation de la colonne de séparation C001.

2.1 Domaine de variation des paramètres opératoires

Le tableau ci-dessous donne le domaine de variation des paramètres opératoires.

Tableau 4.9 Domaine de variation des paramètres opératoires

Variable	Unité	Domaine de variation
T	(°C)	140 – 200
P	(bar)	10- 20
Taux de reflux	/	1- 6
Q_{FG}	(kW)	1000- 9000
λ	/	1- 1.5
T_0	(°C)	5- 45
T_{air}	(°C)	5- 120

2.2 Sensibilité de la perte exergétique aux conditions opératoires

Dans cette partie on analyse la sensibilité de sa perte exergétique à différentes conditions opératoires

2.2.1 Influence du taux de reflux de la colonne de séparation C001

L'évolution de la perte exergétique de la colonne de séparation C001 en fonction de taux de reflux est représentée en figure 4.12. On constate que quel que soit le taux de reflux, la perte exergétique reste constante, ce qui montre qu'elle est insensible à ce paramètre.

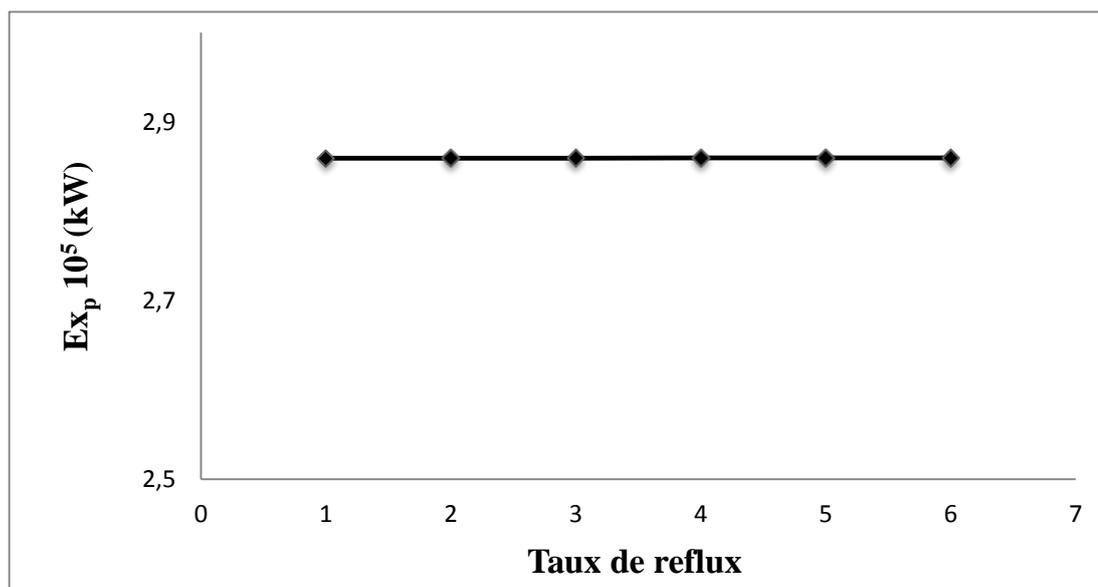


Figure 4.12. Variation de la perte exergétique en fonction du taux de reflux.

2.2.2 Influence de la température d'alimentation de la colonne de séparation C001

L'évolution de la perte exergétique de la colonne de séparation C001 en fonction de la température d'alimentation est représentée en figure 4.13. On constate que la perte exergétique augmente avec l'augmentation de la température d'alimentation. Cette augmentation de température ayant conduit à la diminution de la température du flux de matière au fond de la colonne, ceci engendrera un flux exergétique de matière sortant du système plus faible, d'où une perte exergétique plus grande et une dégradation d'énergie importante.

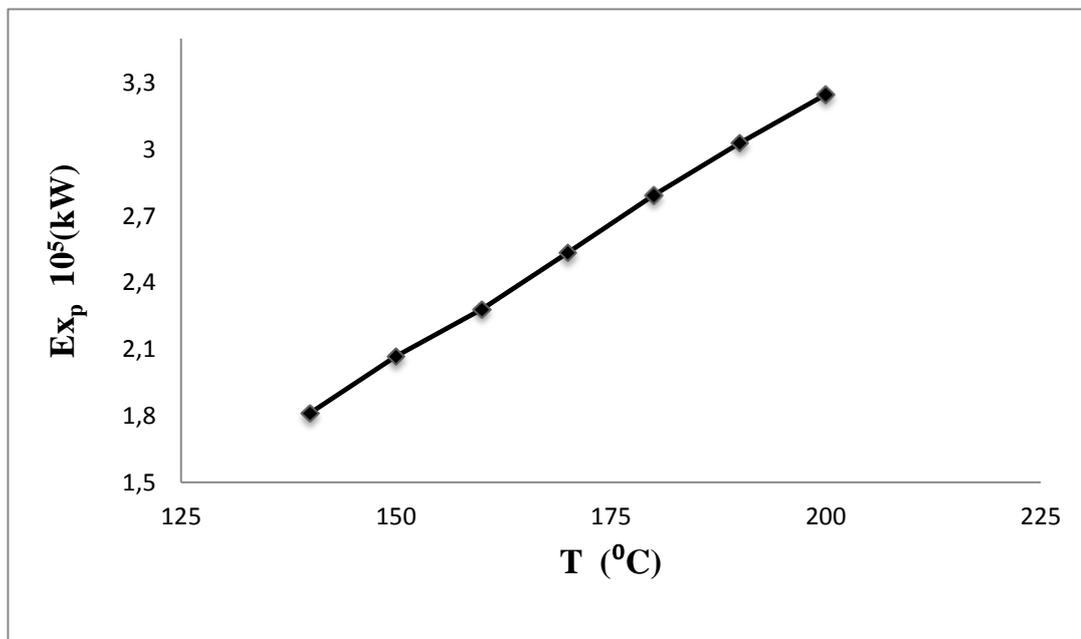


Figure 4.13. Effet de la température d'alimentation sur la perte exergétique.

2.2.3 Influence de la pression d'alimentation de la colonne de séparation C001

L'effet de la pression d'alimentation de la charge sur la perte exergétique est illustré en figure 4.14 ci-dessous. La perte exergétique diminue faiblement avec l'augmentation de la pression d'alimentation. Cette augmentation de pression ayant conduit à l'augmentation de la température au fond de la colonne, ce qui conduira à un flux exergétique de matière

légèrement supérieure et en conséquence une faible diminution de perte d'exergie du système.

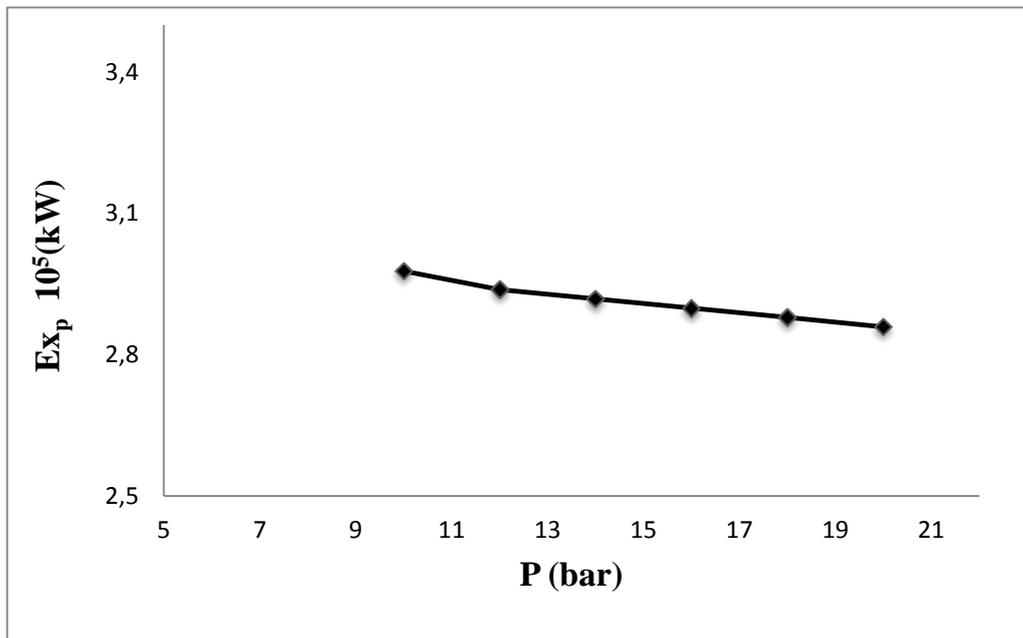


Figure 4.14. Effet de la pression d'alimentation sur la perte exergétique.

2.2.4 Influence de l'énergie calorifique Q_{FG}

L'évolution de la perte exergétique de la colonne de séparation C001 en fonction de l'énergie calorifique Q_{FG} fournie par la combustion du fuel gaz est représentée en figure 4.15. Elle montre que la perte exergétique de la colonne C001 augmente très faiblement et n'affecte pas significativement la perte exergétique du système.

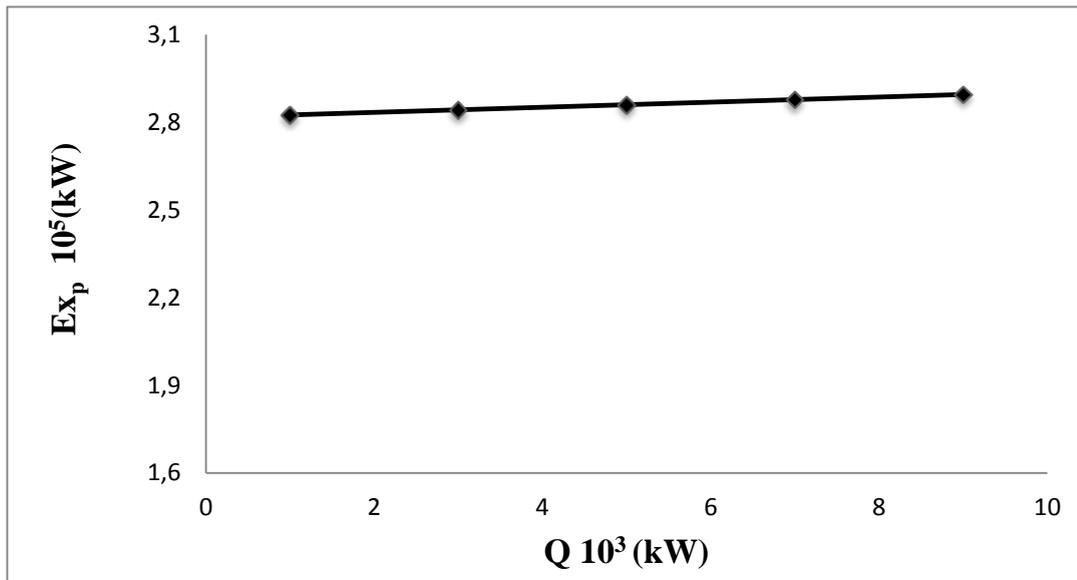


Figure 4.15. Effet de l'énergie calorifique Q_{FG} sur la perte exergetique.

2.2.5 Influence du facteur d'air λ

L'effet du facteur λ de l'excès d'air de combustion sur la perte exergetique est illustré en figure 4.16. On constate que la perte exergetique est insensible à l'augmentation du facteur d'air λ . Etant donné que la température de flamme, considérée comme température de la source de chaleur fournie au système, est inversement proportionnelle au facteur λ (Eq. 3.59) son augmentation n'engendre guère une diminution de la perte exergetique globale du système.

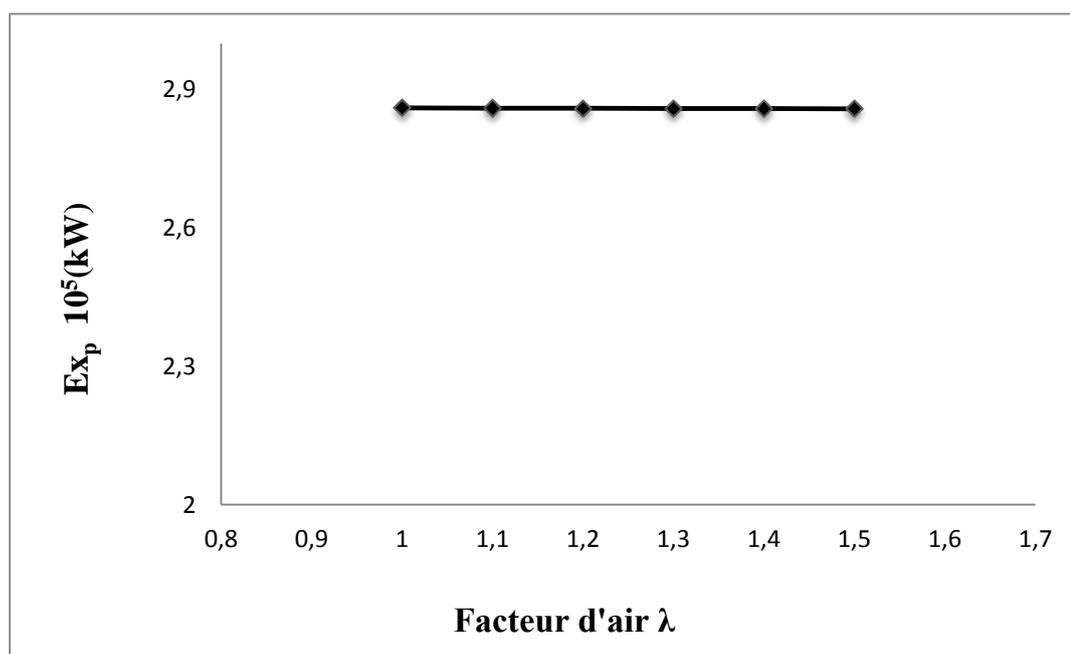


Figure 4.16. Effet du facteur d'air λ sur la perte exergétique.

2.2.6 Influence de la température d'air de combustion

L'évolution de la perte exergétique de la colonne de séparation C001 en fonction de la température d'air de combustion T_{air} ($^{\circ}C$) est représentée en figure 4.17. On constate que quel soit l'augmentation de la température d'air ($^{\circ}C$) produite par un éventuel préchauffage de l'air de la perte exergétique n'affecte pas la perte exergétique de la colonne C001.

2.2.7 Influence de la température de référence T_0 ($^{\circ}C$)

L'effet de la température de référence T_0 ($^{\circ}C$) sur la perte exergétique est illustré en figure 4.18. La perte exergétique reste insensible à l'augmentation de la température de référence T_0 ($^{\circ}C$) du milieu ambiant.

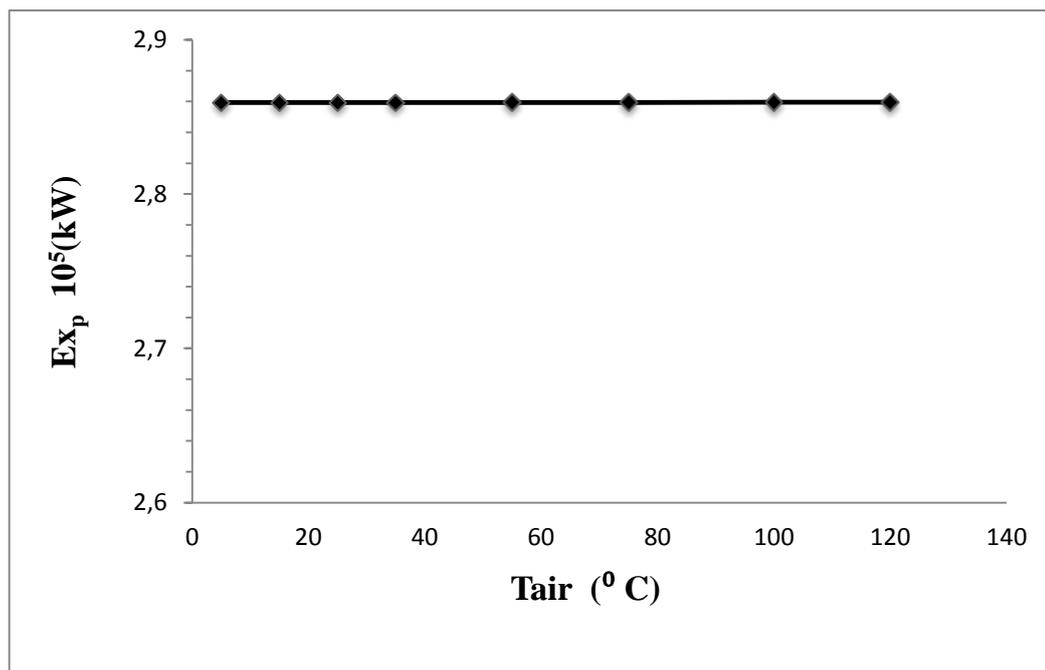


Figure 4.17. Effet de la température d'air de combustion sur la perte exergétique.

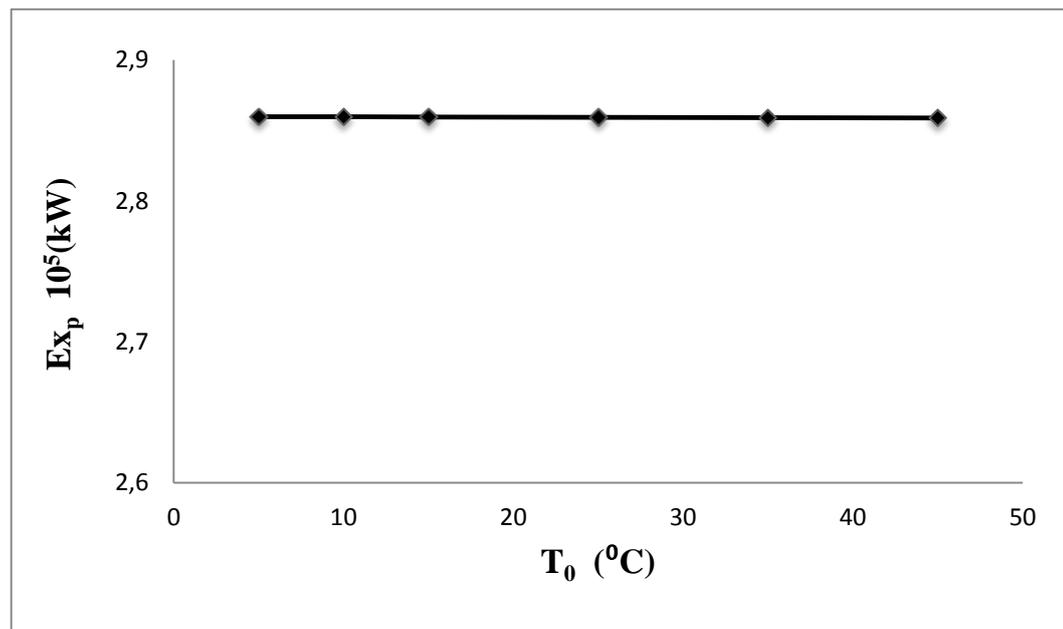


Figure 4.18. Effet d la température de référence T_0 ($^{\circ}C$) sur la perte exergetique.

CONCLUSION GENERALE

La modélisation et la simulation de la section de stabilisation sous les conditions opératoires du design a été effectuée par le logiciel HYSYS. En dépit, des différences constatées pour quelques flux de matière, les écarts entre les valeurs des paramètres opératoires (pression, température, débit et composition) du cas design et du cas simulé sont acceptables et assez cohérent pour dire que le modèle thermodynamique utilisé par le logiciel permet une représentation assez satisfaisante du procédé de fonctionnement de cette section de stabilisation.

Sur la base de données opératoire du cas design, un programme sous langage Matlab est établi pour le calcul des flux de matière, d'énergie et d'exergie. Il peut être transposé sans difficultés à d'autres installations de procédés similaires. Ainsi, l'application de l'approche exergetique à la section de stabilisation a permis d'identifier la colonne de séparation avec son rebouilleur comme le système le plus dégradant d'énergie noble. De plus, la perte d'exergie chimique reste très significative comparée à celle de l'exergie physique.

Les principaux résultats, de simulation des tests de sensibilité de la perte exergetique dans la colonne C001 et ses équipements auxiliaires, montrent que la température de la charge d'alimentation et d'un degré moindre sa pression affectent la perte exergetique globale du système. L'augmentation de la température de la charge implique l'augmentation du taux d'irréversibilités associée à l'échange thermique et à la séparation des constituants. Quant au processus de combustion dans le rebouilleur caractérisé par ses paramètres opératoires (Q , T_k , T_{air} , T_0 et le facteur d'air λ) n'a pas d'effet sur la perte d'exergie globale, car l'exergie associée à la chaleur de combustion reste très faible devant celle associée aux flux de matière à l'entrée et à la sortie de la colonne de séparation.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

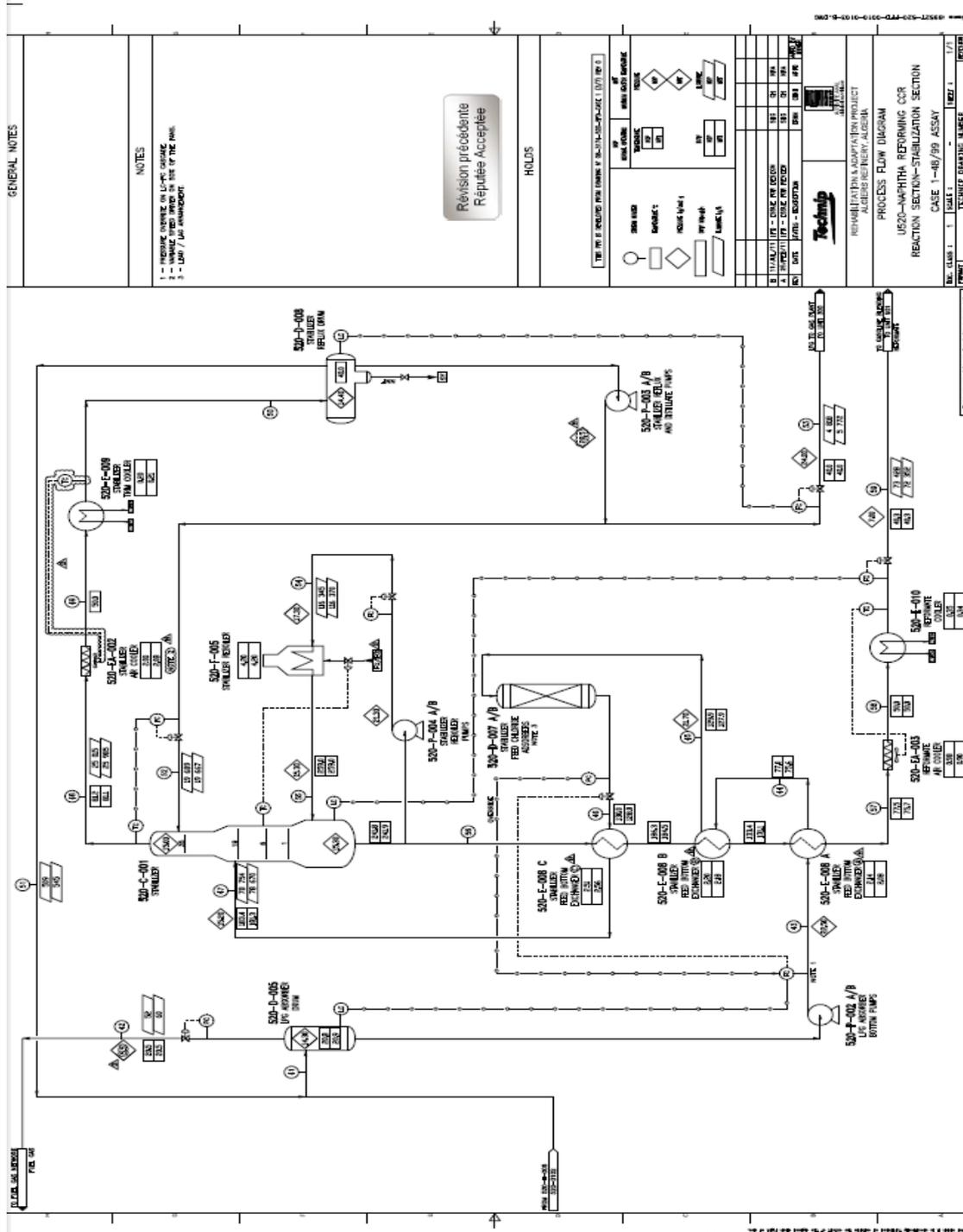
- [1] **Club Energy AIED-IAP.**, Problématique de la sécurité Énergétique pour l'Algérie à l'horizon 2030 et au-delà, cinquième Colloque, IFEG, Alger 30 juin 2018
- [2] **Akrour B.**, Simulation et Optimisation Multicritère de la Récupération de Chaleur de Refroidissement du clinker aspects économique et environnemental, Mémoire de Magister, Université Blida 1, Juillet 2016
- [3] **Brodyanski V., Sorin M., Le Goff P.**, The efficiency of Industrial Processes, Exergy Analysis and Optimization, Amsterdam, Elsevier, (1994).
- [4]. **Colin M., Boardman R, Michael M, Sabharwall P, Ruth M, and Bragg-Sitton S.**, Generation and Use of Thermal Energy in the U.S. Industrial Sector and Opportunities to Reduce its Carbon Emissions, Article, National Renewable Energy Laboratory, (2016).
- [5]. **Eugene G.**, Thermal Energy Storage ; The Report of a NATO Science Committee Conference Held at Turnberry, Livre ,1 ère Edition, (1976).
- [6]. **Augustyn A.**, Electric power PHYSICS, Encyclopaedia britannica, Article, (Mar 6,2019).
- [7]. **Belakehal S.**, Conception et commande des machines à aimants permanents Dédiées aux énergies renouvelables, Thèse doctorat, Université de Constantine, (2010).
- [8]. **Faramawy S, Zaki T, Sakr A A E.**, Natural gas origin, composition, and processing, Journal of Natural Gas Science and Engineering, vol.34 (19 June 2016).
- [9]. **Benlagha A et Setti A.**, Optimisation des paramètres opératoires relatifs à la section de Stabilisation en vue de récupérer le maximum de produits finis (GPL, condensat), Mémoire de Master, Université Mohamed Khider de Biskra, (Juin 2012).
- [10]. Caractéristiques du gaz naturel importé, Société anonyme suisse pour le gaz naturel, (2017).
- [11]. **Hobart M.**, Natural gas is an important fuel and a raw material in manufacturing, Article (October 1, 2014).

- [12]. **Mekhelfi D.**, Evolution des exportations gazières de l'Algérie et son impact au sein de l'Opec (1970 à 2012), مجلة أداء المؤسسات الجزائرية, Université Kasdi Merbah – Ouargla, (2013).
- [13]. **Hafani M.**, Problèmes rencontrés dans le séchage du gaz naturel, Mémoire de master, Université abdelhamid ibn badis de mostaganem, (2010-2011).
- [14]. **Hached.A.**, Le contexte International du marcher Gazier entre perspective et défi, Problématique de la sécurité énergétique pour l'Algérie à l'horizon 2030 ben Aknoun , (30 juin 2018).
- [15]. **Duterque A.**, Un monde d'énergie, engie, Édition 2017 Publiée en (mars 2018).
- [16]. **Abada Z, Bouharkat M.**, Study of management strategy of energy resources in Algeria, Energy Reports, Article, University of Batna 2, Algerie, (26 décembre 2017).
- [17]. **Hammache K, hamitouche S.**, Etude économétrique de la consommation du gaz naturel en Algérie : « cas des ménages1980-2012 », Mémoire de master, Université Abderrahmane Mira de Bejaïa, Année, (2013-2014).
- [18]. **Mr. Attar A.**, Transition et sécurité énergétique les défis a l'horizon 2030, Conférence scientifique sur l'énergie en Algérie kabylie – Djurdjura,(13 Mai 2018).
- [19]. **Amecheraoui A.**, Quel sera l'impact de l'avènement du renouvelable sur la consommation des énergies fossiles en Algérie, Problématique de la sécurité énergétique pour l'Algérie à l'horizon 2030 ben Aknoun, (30 juin 2018).
- [20]. **Boughali S, Bechki D, Mennouche D, Mahcene H, Bouguettaia H et Bouchekima B.**, Opportunités et challenges de la promotion des énergies renouvelables en Algérie, Université Kasdi Merbah Ouargla Algérie, (Mai 2013).
- [21]. **Terkmani M.**, Quelle transition énergétique pour l'Algérie ?, Journal Liberté DZ, (06-Mai-2015).
- [22]. **André G.**, Energy, Economy and Prospective, Book, (1981).
- [23]. **Atmania H.**, La stratégie d'implantation des énergies renouvelables en Algérie cas de la photovoltaïque, Mémoire de magister en management, Université d'oran2 mohamed ben ahmed, (2014-2015).
- [24]. **European Commission.**, Consommation et économies d'énergie, Intelligent Energy Europe program, (juillet 2018).

- [25]. **Slamani B, Boujelida M.**, Installation d'une colonne de pré-flash au niveau du topping de la raffinerie d'Alger, Mémoire de mis en situation professionnelle, Institut algérien de pétrole, (2017).
- [26]. Manuel d'exploitation de l'unité 500 (unité d'hydrotraitement de naphta), (2014).
- [27]. Manuel d'exploitation de l'unité 510 (d'isomérisation de naphta lége), (2014).
- [28]. Manuel d'exploitation de l'unité 520 (unité CCR de reformage du naphta), (2014).
- [29]. **Chikhi H, Kebbabi A.**, Analyse énergétique de l'unité reforming catalytique de la raffinerie d'Alger, Mémoire de master, Université de blila , (2016-2017).
- [30]. **Bendaas O, Oukacha C.**, Optimisation des paramètres de fonctionnement du déethaniseur (C-701) et du débutaniseur (C-702) de la section de fractionnement du gaz à l'UTG de Guellala , Mémoire de master, (2016-2017).
- [31]. **N. REBAI.**, Initiation au simulateur HYSYS, Unité de formation et de recherche, Ecole de Boumerdès, IAP
- [32]. **Hamza Y.**, Simulation d'influence de la masse moléculaire et du coefficient de compressibilité du gaz naturel sur les performances d'un compresseur centrifuge, Mémoire de master, Université m'hamed bougara de boumerdes, (2017).
- [33]. **Feidt M.**, Thermodynamique et optimisation énergétique des systèmes et procédés, Technique et documentation, Paris (1996).
- [34]. **Le Goff P.**, Energétique Industrielle, Tome 1, Technique et Documentation Paris (1980).
- [35]. **Touil D., Belabed H F., Frances C., Belaadi S.**, Heat exchange modeling of a grate clinker cooler and entropy production analysis, International journal of Heat & Technology , vol 23, 1, (2005) 61- 68.
- [36]. **Szargut J., Morris D R., Steward F R.**, Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical processes, Hemisphere, New york, (1988).
- [37]. **Kotas TJ.**, the Exergy Method of Thermal Plant Analysis, Butterworths, London, (1985).
- [38]. **Touil D.**, Four et Chaudière, cours master 1 genie chimique, (2017).

LISTE DES ANNEXES

Annexe 1



PFD de la section de stabilisation de la raffinerie d'Alger [28].

Annexe 2



Process licensing

MATERIAL BALANCE (MOLAR PERCENT)

Job Number	Unit	Type	
08-3174	520	IMP	

Page
11/15

Client :	ALGIERS REFINERY ADAPTATION PROJECT (MS BLOCK)	Date	By	Checkby	Iss.
	NAFTEC Spa	24/10/08	SME	ATE	0
Unit :	CONTINUOUS CATALYTIC REGENERATION REFORMING UNIT (CCR)				
Run case :	Case 1 - NOP				

Flow rate unit : mol %	LPG ABSORBER DRUM INLET 41	LPG ABS. DRUM OFF GAS TO FUEL GAS 42	LIQUID FROM LPG ABS. DRUM 43	STAB. FEED BOT. SHELL SIDE OUTLET A 44
H2	1.42	85.95	0.61	0.61
P1	0.40	5.15	0.36	0.36
P2	1.20	3.69	1.18	1.18
P3	2.41	2.03	2.41	2.41
nP4	4.97	1.10	5.00	5.00
iP4	4.65	1.46	4.68	4.68
nP5	1.47	0.09	1.48	1.48
iP5	2.54	0.21	2.57	2.57
nP6	0.93	0.02	0.94	0.94
sbP6	1.87	0.05	1.89	1.89
mbP6	0.75	0.02	0.76	0.76
5N6	0.28		0.28	0.28
6N6				
BENZENE	0.94	0.01	0.95	0.95
nP7	1.50	0.01	1.51	1.51
sbP7	4.16	0.03	4.20	4.20
mbP7	2.99	0.03	3.02	3.02
5N7	0.11		0.11	0.11
6N7				
TOLUENE	20.55	0.08	20.75	20.75
nP8	0.26		0.26	0.26
sbP8	1.46		1.48	1.48
mbP8	1.40		1.42	1.42
5N8	0.04		0.04	0.04
6N8				
A8	24.55	0.04	24.79	24.79
nP9	0.09		0.09	0.09
iP9	0.61		0.62	0.62
5N9	0.01		0.01	0.01
6N9				
A9	12.74		12.87	12.87
nP10				
iP10	0.01		0.01	0.01
A10	5.66		5.72	5.72
nP11				
iP11				

Job Number	Unit	Type	Page
08-3174	520	1MP	12/15

Client :	ALGIERS REFINERY ADAPTATION PROJECT (MS BLOCK)	Date	By	Checkby	Iss.
	NAFTEC Spa	24/10/08	SME	ATE	0
Unit :	CONTINUOUS CATALYTIC REGENERATION REFORMING UNIT (CCR)				
Run case :	Case 1 - NOP				

Flow rate unit : mol%	STABILIZER FEED CHL. ABSORBER INLET 45	STAB. FEED BOT. SHELL SIDE INLET C 46	STABILIZER FEED 47	STABILIZER OVERHEADS 48
H2	0.61	0.61	0.61	1.41
P1	0.36	0.36	0.36	1.50
P2	1.18	1.18	1.18	7.59
P3	2.41	2.41	2.41	18.51
nP4	5.00	5.00	5.00	34.42
iP4	4.68	4.68	4.68	36.39
nP5	1.48	1.48	1.48	0.02
iP5	2.57	2.57	2.57	0.17
nP6	0.94	0.94	0.94	
sbP6	1.89	1.89	1.89	
mbP6	0.76	0.76	0.76	
5N6	0.28	0.28	0.28	
6N6				
BENZENE	0.95	0.95	0.95	
nP7	1.51	1.51	1.51	
sbP7	4.20	4.20	4.20	
mbP7	3.02	3.02	3.02	
5N7	0.11	0.11	0.11	
6N7				
TOLUENE	20.75	20.75	20.75	
nP8	0.26	0.26	0.26	
sbP8	1.48	1.48	1.48	
mbP8	1.42	1.42	1.42	
5N8	0.04	0.04	0.04	
6N8				
A8	24.79	24.79	24.79	
nP9	0.09	0.09	0.09	
iP9	0.62	0.62	0.62	
5N9	0.01	0.01	0.01	
6N9				
A9	12.87	12.87	12.87	
nP10				
iP10	0.01	0.01	0.01	
A10	5.72	5.72	5.72	
nP11				
iP11				

Job Number	Unit	Type	Page
08-3174	520	1MP	13/15

Client :	ALGIERS REFINERY ADAPTATION PROJECT (MS BLOCK)	Date	By	Checkby	Iss.
	NAFTEC Spa	24/10/08	SME	ATE	0
Unit :	CONTINUOUS CATALYTIC REGENERATION REFORMING UNIT (CCR)				
Run case :	Case 1 - NOP				

Flow rate unit : mol%	STABILIZER TRIM COOLER INLET	STABILIZER TRIM COOLER OUTLET	STABILIZER OFF GAS	STABILIZER REFLUX
	49	50	51	52
H2	1.41	1.41	27.21	0.48
P1	1.50	1.50	11.30	1.15
P2	7.59	7.59	18.66	7.19
P3	18.51	18.51	16.76	18.57
nP4	34.42	34.42	10.83	35.27
IP4	36.39	36.39	15.21	37.15
nP5	0.02	0.02		0.02
IP5	0.17	0.17	0.03	0.18
nP6				
sbP6				
mbP6				
5N6				
6N6				
BENZENE				
nP7				
sbP7				
mbP7				
5N7				
6N7				
TOLUENE				
nP8				
sbP8				
mbP8				
5N8				
6N8				
A8				
nP9				
IP9				
5N9				
6N9				
A9				
nP10				
IP10				
A10				
nP11				
IP11				

Tableau donnant la composition de la charge [28].

Annexe 3

Worksheet Attachments Dynamics				
Worksheet	Stream Name	14	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0687	0.0687	0.9313
Properties	Temperature [C]	186.0	186.0	186.0
Composition	Pressure [bar]	15.20	15.20	15.20
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	829.3	57.00	772.3
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	7.875e+004	3647	7.511e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	100.4	5.710	94.71
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-4.203e+004	-6.768e+004	-4.014e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-382.8	-285.6	-389.9
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-3.486e+007	-3.858e+006	-3.100e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	98.82	5.689	93.28
	Fluid Package	SRK		
	Utility Type			

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Worksheet Attachments Dynamics				
Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	H2	0.0060	0.0669	0.0015
Properties	P1	0.0042	0.0353	0.0019
Composition	P2	0.0145	0.0825	0.0095
Oil & Gas Feed	OL2	0.0000	0.0000	0.0000
Petroleum Assay	P3	0.0283	0.1123	0.0221
K Value	O3	0.0000	0.0000	0.0000
User Variables	IP4	0.0542	0.1554	0.0467
Notes	NP4	0.0580	0.1467	0.0514
Cost Parameters	P4	0.0000	0.0000	0.0000
Normalized Yields	O4	0.0000	0.0000	0.0000
	IP5	0.0251	0.0447	0.0237
	NP5	0.0144	0.0236	0.0138
	P5	0.0000	0.0000	0.0000
	O5	0.0000	0.0000	0.0000
	SN5	0.0000	0.0000	0.0000
	22DMC4	0.0000	0.0000	0.0000
	23DMC4	0.0000	0.0000	0.0000
	MBP6	0.0000	0.0000	0.0000
	2MC5	0.0000	0.0000	0.0000
	3MC5	0.0000	0.0000	0.0000
	SBP6	0.0186	0.0216	0.0184
	NP6	0.0093	0.0095	0.0092
	O6	0.0000	0.0000	0.0000
	SN6	0.0028	0.0026	0.0029
	A6	0.0094	0.0079	0.0095
	6N6	0.0000	0.0000	0.0000
	22DMC5	0.0000	0.0000	0.0000
	23DMC5	0.0000	0.0000	0.0000

Total 1.00000

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

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Worksheet	Attachments	Dynamics		Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions			23DMC5	0.0000	0.0000	0.0000
Properties			24DMC5	0.0000	0.0000	0.0000
Composition			M8P7	0.0297	0.0214	0.0303
Oil & Gas Feed			2MCG	0.0000	0.0000	0.0000
Petroleum Assay			3MCG	0.0000	0.0000	0.0000
K Value			3EC5	0.0000	0.0000	0.0000
User Variables			SBP7	0.0413	0.0310	0.0421
Notes			NP7	0.0150	0.0097	0.0153
Cost Parameters			O7	0.0000	0.0000	0.0000
Normalized Yields			DMCP	0.0000	0.0000	0.0000
			ECP	0.0000	0.0000	0.0000
			SN7	0.0011	0.0008	0.0011
			A7	0.2037	0.1016	0.2112
			6N7	0.0000	0.0000	0.0000
			M8P8	0.0139	0.0067	0.0145
			SBP8	0.0145	0.0070	0.0151
			O8	0.0000	0.0000	0.0000
			NP8	0.0026	0.0011	0.0028
			SN8	0.0004	0.0001	0.0004
			ETHYLBEN	0.0000	0.0000	0.0000
			O-XYLENE	0.0000	0.0000	0.0000
			M-XYLENE	0.0000	0.0000	0.0000
			P-XYLENE	0.0000	0.0000	0.0000
			A8	0.2433	0.0735	0.2559
			6N8	0.0000	0.0000	0.0000
			IP9	0.0061	0.0018	0.0064
			NP9	0.0008	0.0002	0.0009
			SN9	0.0001	0.0000	0.0001
			Total	1.00000		

Worksheet	Attachments	Dynamics		Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions			SN9	0.0001	0.0000	0.0001
Properties			A9	0.1263	0.0288	0.1335
Composition			6N9	0.0000	0.0000	0.0000
Oil & Gas Feed			IP10	0.0001	0.0000	0.0001
Petroleum Assay			NP10	0.0000	0.0000	0.0000
K Value			SN10	0.0000	0.0000	0.0000
User Variables			A10	0.0562	0.0072	0.0598
Notes			6N10	0.0000	0.0000	0.0000
Cost Parameters			IP11	0.0000	0.0000	0.0000
Normalized Yields			NP11	0.0000	0.0000	0.0000
			SN11	0.0000	0.0000	0.0000
			A11	0.0000	0.0000	0.0000
			6N11	0.0000	0.0000	0.0000
			P12	0.0000	0.0000	0.0000
			N12	0.0000	0.0000	0.0000
			A12	0.0000	0.0000	0.0000
			P13	0.0000	0.0000	0.0000
			N13	0.0000	0.0000	0.0000
			A13	0.0000	0.0000	0.0000
			P14	0.0000	0.0000	0.0000
			N14	0.0000	0.0000	0.0000
			A14	0.0000	0.0000	0.0000
			Coke	0.0000	0.0000	0.0000
			H2O	0.0000	0.0000	0.0000
			H2S	0.0000	0.0000	0.0000
			TH4	0.0000	0.0000	0.0000
			TH5	0.0000	0.0000	0.0000
			TH6	0.0000	0.0000	0.0000
			Total	1.00000		

Figures représentant les paramètres opératoires et les compositions de la colonne C001 par HYSYS

Annexe 4

Table A.4 Standard enthalpy of devaluation and standard chemical exergy of organic substances. Reproduced from Ref [3.3], by permission. ($T^0 = 298.15$ K, $P^0 = 1.01325$ bar.)

No.	Substance	State	Relative molecular mass	Standard enthalpy of devaluation, \bar{h}_d^0 kJ/kmol	Standard chemical exergy, $\bar{\epsilon}^0$ kJ/kmol	
1	2	3	4	5	6	
1	CH ₄	methane	g	16.042	802 320	836 510
2	C ₂ H ₆	ethane	g	30.068	1 428 780	1 504 360
3	C ₃ H ₈	propane	g	44.094	2 045 380	2 163 190
4	C ₄ H ₁₀	butane	g	58.120	2 658 830	2 818 930
5	C ₅ H ₁₂	pentane	g	72.146	3 274 290	3 477 050
			l	72.146	3 247 240	3 475 590
6	C ₆ H ₁₄	hexane	g	86.172	3 889 280	4 134 590
			l	86.172	3 857 630	4 130 570
7	C ₇ H ₁₆	heptane	l	100.198	4 467 820	4 786 300
8	C ₈ H ₁₈	octane	l	114.224	5 078 000	5 440 030
9	C ₉ H ₂₀	nonane	l	128.250	5 688 230	6 093 550
10	C ₁₀ H ₂₂	decane	l	142.276	6 298 410	6 749 750
11	C ₁₁ H ₂₄	undecane	l	156.302	6 908 600	7 404 520
12	C ₁₂ H ₂₆	dodecane	l	170.328	7 518 820	8 059 340
13	C ₁₃ H ₂₈	tridecane	l	184.354	8 129 010	8 714 200
14	C ₁₄ H ₃₀	tetradecane	l	198.380	8 739 190	9 368 970
15	C ₁₅ H ₃₂	pentadecane	l	212.406	9 349 370	10 023 870
16	C ₁₆ H ₃₄	hexadecane	l	226.432	9 959 640	10 678 810
17	C ₃ H ₆	cyclopropane	g	42.078	1 960 640	2 052 490
18	C ₄ H ₈	cyclobutane	g	56.104	2 569 770	2 707 730
19	C ₆ H ₁₂	cyclohexane	g	84.156	3 691 380	3 928 100
			l	84.156	3 658 260	3 922 990
20	C ₇ H ₁₄	methylcyclo-hexane	g	98.182	4 295 490	4 573 030
			l	98.182	4 260 070	4 566 080
21	C ₈ H ₁₆	ethylcyclo-hexane	g	112.208	4 914 260	5 246 900
			l	112.208	4 873 770	5 224 290
22	C ₉ H ₁₈	propylcyclo-hexane	l	126.234	5 483 330	5 878 430
23	C ₁₀ H ₂₀	butylcyclo-hexane	l	140.260	6 094 260	6 534 510
24	C ₂ H ₄	ethylene	g	28.052	1 323 870	1 366 610
25	C ₃ H ₆	propene	g	42.078	1 927 730	2 010 840
26	C ₄ H ₈	1-butene	g	56.104	2 542 940	2 668 920
27	C ₆ H ₁₂	1-hexene	g	84.156	3 772 890	3 984 330
			l	84.156	3 742 240	3 981 650
28	C ₇ H ₁₄	1-heptene	g	98.182	4 387 970	4 641 570
			l	98.182	4 338 490	4 620 680
29	C ₂ H ₂	acetylene	g	26.036	1 256 460	1 269 310
30	C ₃ H ₄	propyne	g	40.062	1 850 860	1 904 070
31	C ₄ H ₆	1-butyne	g	54.088	2 466 360	2 561 190
32	C ₆ H ₁₀	1-hexyne	g	82.140	3 696 320	3 876 600
33	C ₇ H ₁₂	1-heptyne	g	96.166	4 311 440	4 534 300
34	C ₆ H ₆	benzene	g	78.108	3 171 630	3 310 540
			l	78.108	3 137 670	3 305 350

Table A.4—continued

No.	Substance	State	Relative molecular mass	Standard enthalpy of devaluation,	Standard chemical exergy,
				\bar{h}_f^0 kJ/kmol	\bar{e}^0 kJ/kmol
1	2	3	4	5	6
35	C ₇ H ₈ toluene	g	92.134	3 774 440	3 952 550
		l	92.134	3 736 420	3 940 240
36	C ₈ H ₁₀ ethylbenzene	g	106.160	4 389 980	4 610 250
		l	106.160	4 347 700	4 599 370
37	C ₉ H ₁₂ propylbenzene	l	120.186	4 957 510	5 262 930
38	C ₁₀ H ₁₄ butylbenzene	l	134.212	5 567 730	5 908 120
39	C ₁₆ H ₂₆ decylbenzene	l	218.368	9 198 310	9 730 670
40	C ₁₀ H ₈ naphthalene	s	128.164	4 984 220	5 264 190
41	C ₁₀ H ₁₄ 1,2,4,5-tetra-methylbenzene	s	134.212	5 532 980	5 896 060
42	C ₁₁ H ₁₀ 2-methylnaphthalene	s	142.190	5 574 930	5 892 920
43	C ₁₁ H ₁₆ pentamethylbenzene	s	148.238	6 131 610	6 534 420
44	C ₁₂ H ₁₈ hexamethylbenzene	s	162.264	6 739 110	7 191 670
45	C ₁₄ H ₁₀ anthracene	s	178.220	6 850 940	7 229 600
46	C ₁₄ H ₁₀ phenanthrene	s	178.220	6 835 870	7 213 270
47	C ₁₄ H ₁₄ 1,1-diphenylethane	s	182.252	7 250 910	7 682 020
48	C ₁₈ H ₃₈ octadecane	s	254.484	11 116 710	11 981 110
49	C ₁₉ H ₁₆ triphenylmethane	s	244.318	9 579 730	10 127 620
50	C ₂₄ H ₁₈ 1,3,5-triphenylbenzene	s	246.384	11 850 110	12 510 990
51	C ₂₅ H ₂₀ tetraphenylmethane	s	320.410	12 544 110	13 254 570
52	CH ₂ O formaldehyde	g	30.026	519 870	541 650
53	CH ₂ O ₂ formic acid	g	46.026	259 080	303 580
		l	46.026	212 980	294 040
54	C ₂ H ₆ O ethanol	g	46.068	1 278 230	1 370 800
		l	46.068	1 235 940	1 364 560
55	C ₂ H ₆ O dimethylether	g	46.068	1 328 140	1 426 440
56	C ₂ H ₄ O acetaldehyde	g	44.052	1 105 520	1 167 860
57	C ₂ H ₄ O ethylene oxide	g	44.052	1 220 530	1 288 990
58	C ₂ H ₆ O ₂ ethylene glycol	l	62.068	1 058 630	1 214 210
59	C ₂ H ₄ O ₂ acetic acid	g	60.052	834 140	923 570
		l	60.052	786 610	912 640
60	C ₃ H ₈ O propan-2-ol	l	60.094	1 830 590	2 007 820
61	C ₃ H ₆ O acetone	g	58.078	1 690 880	1 798 440
		l	58.078	1 659 600	1 795 380
62	C ₄ H ₈ O butanol	l	72.104	2 296 460	2 472 470
63	C ₄ H ₈ O butan-2-one	l	72.104	2 264 050	2 441 780
64	C ₄ H ₄ O furan	g	68.072	2 024 360	2 123 420
		l	68.072	1 996 730	2 122 750
65	C ₄ H ₈ O ₂ butyric acid	l	88.104	2 018 750	2 224 950
66	C ₄ H ₈ O ₂ ethyl acetate	l	88.104	2 073 550	2 278 750
67	C ₅ H ₁₂ O pentan-1-ol	l	88.146	3 060 720	3 325 530
68	C ₅ H ₁₂ O 2-methylbutan-2-ol	l	88.146	3 017 220	3 289 530
69	C ₅ H ₁₀ O cyclopentanol	l	86.130	2 878 680	3 121 220
70	C ₅ H ₆ O ₂ furfuryl alcohol	l	98.098	2 418 550	2 694 580
71	C ₆ H ₁₄ O hexan-1-ol	l	102.172	3 668 890	3 977 170

Tableau donnant les exergies standards en kJ/kmol [36], [37].

Annexe 5

```
for flux=1:1:17
x=input('donnez la valeur de x=')
cp=input('donnez la valeur de cp=')
T=input('donnez la valeur de T=')
To=input('donnez la valeur de To=')
P=input('donnez la valeur de P=')
Po=input('donnez la valeur de Po=')
R=input('donnez la valeur de R=')
exo=input('donnez la valeur de exo=')
wl=input('donnez la valeur de wl=')
wg=input('donnez la valeur de wg=')
n=input('donnez la valeur de n=')
Nature=input('donnez la valeur de Nature=')
if Nature ==1
s=(x.*(cp.*(T-To)-To.*cp.*log(T/To)+R.*To.*log(P/Po)));
exph= sum(s);
s=(x.*(exo+R.*To.*log(x)));
exch= sum(s);
extot1= sum(exph+exch)
elseif Nature==2
s=(x.*(cp.*(T-To)-To.*cp.*log(T/To)));
exph= sum(s);
s=(x.*(exo+R.*To.*log(x)))
exch= sum(s)
extot= sum(exph+exch)
else Nature==3
s=((wl.*exl)+(wg.*exg))
exgl= sum(s);
end
end
I=input('donnez la valeur de l=')
Tair=input('donnez la valeur de Tair=')
Tk=T0+(16.38*1*(Tair-T0)+44371)/(1.09*(1+15.45*1))
Exent=input('donnez la valeur de Exent=')
Exsor=input('donnez la valeur de Exsor=')
me=input('donnez la valeur de me=')
ms=input('donnez la valeur de ms=')
T=input('donnez la valeur de T=')
To=input('donnez la valeur de To=')
Q=input('donnez la valeur de Q=')
W=input('donnez la valeur de W=')
s=((me.*Exent)-(ms.*Exsor))+Q.*(1-To/T)+W
Exp= sum(s)
```

Programme de Matlab

Annexe 6

Domaine de variation des paramètres opératoires	Exp (kW)
Taux de reflux	
1	2.8593 10 ⁵
2	2.8593 10 ⁵
3	2.8593 10 ⁵
4	2.8593 10 ⁵
5	2.8593 10 ⁵
Température d'alimentation (°C)	
140	1.8115 10 ⁵
150	2.0674 10 ⁵
160	2.2803 10 ⁵
170	2.5356 10 ⁵
180	2.7940 10 ⁵
190	3.0296 10 ⁵
200	3.2485 10 ⁵
Pression d'alimentation (bar)	
10	2.9778 10 ⁵
12	2.9383 10 ⁵
14	2.9186 10 ⁵
16	2.8988 10 ⁵
18	2.8791 10 ⁵
20	2.8593 10 ⁵
Q (kW)	
1000	2.8253 10 ⁵
3000	2.8427 10 ⁵
5000	2.8601 10 ⁵
7000	2.8775 10 ⁵
9000	2.8949 10 ⁵
Facteur d'air λ	
1	2.8604 10 ⁵
1.1	2.8599 10 ⁵
1.2	2.8595 10 ⁵
1.3	2.8591 10 ⁵
1.4	2.8587 10 ⁵
1.5	2.8583 10 ⁵
T₀ (°C)	
5	2.859711 10 ⁵
10	2.859651 10 ⁵
15	2.859551 10 ⁵
25	2.859341 10 ⁵
35	2.859131 10 ⁵
T_{air} (°C)	
5	2.85929 10 ⁵
15	2.85931 10 ⁵
25	2.85934 10 ⁵
35	2.85936 10 ⁵
55	2.85942 10 ⁵
75	2.85947 10 ⁵
100	2.85953 10 ⁵
120	2.85958 10 ⁵

Tableau représentant la sensibilité de la perte exergétique aux conditions opératoires.