

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET  
DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

Université Kasdi Merbah Ouargla  
Faculté des sciences et sciences de l'ingénieur  
Département du Génie des Procédés



**MEMOIRE DE MAGISTER**

*Spécialité : Génie des Procédés*

*Option : Energétique et Procédés*

*Intitulé du Sujet :*

**Etude Conceptuelle et Economique  
de la faisabilité des Procédés GTL  
en Algérie**

Présenté par : **HAMMACHE Samir**

*Soutenu le : 22 / 05 / 2012*

*Devant le jury composé de :*

<b>PRESIDENT</b>	<b>ZERROUKI Djamal</b>	<b>MAITRE DE CONFERENCES</b>	<b>UKMO</b>
<b>EXAMINATEUR</b>	<b>SAOULI Salah</b>	<b>PROFESSEUR</b>	<b>UKMO</b>
<b>EXAMINATEUR</b>	<b>SETTOU Nouredine</b>	<b>PROFESSEUR</b>	<b>UKMO</b>
<b>RAPPORTEUR</b>	<b>KORICHI Mourad</b>	<b>MAITRE DE CONFERENCES</b>	<b>UKMO</b>

**ANNEE UNIVERSITAIRE 2011-2012**

## ***Remerciements***

Je me dois de remercier Allah le tout puissant pour toute la volonté et le courage qu'il m'a donné pour l'achèvement de ce travail.

Je remercie particulièrement, mon encadreur, monsieur **KORICHI Mourad**, maître de conférences à l'université de Ouargla, pour m'avoir proposé ce sujet, pour son aide et surtout pour la confiance qu'il m'a accordé.

Je tiens à exprimer ma profonde reconnaissance à Monsieur **Zerouki Djamal**, maître de conférences à l'université de Ouargla, pour m'avoir fait l'honneur de présider le jury de ma soutenance de magister.

Je remercie monsieur **SAOULI Salah**, professeur à l'université de Ouargla, pour avoir accepté d'examiner mon travail et de participer au jury.

De même, je remercie monsieur **SETTOU Noureddine**, professeur à l'université de Ouargla, pour avoir accepté d'examiner mon travail et de participer au jury.

Mes remerciements amicaux s'adressent à Monsieur **Yong Heon Kim**, professeur aux : *Petroleum Technology Institute* et *Seoul National University* au Corée du sud, pour ses recommandations et ses explications concernant les résultats expérimentaux et la simulation sur HYSYS.

Mes remerciements vont également à Monsieur **Wisam AL-SHALCHI**, expert en pétrole en Iraq, pour les articles et la documentation précieuse qu'il m'a envoyé.

Je tiens à exprimer ma reconnaissance et mon amitié au personnel de la raffinerie de Hassi-Messaoud **RHM<sub>2</sub>**, pour leurs encouragements et leur aide durant toutes ces années d'études.

J'exprime ma reconnaissance et ma sympathie à, mes collègues de magister, mes frères dans la foi et sans oublier surtout, notre frère **LAKHDARI Hamid** qui nous a quittés très tôt, avant même de finir l'année théorique, que Dieu lui accorde Sa Sainte Miséricorde et l'accueille en Son Vaste Paradis.

J'exprime enfin ma plus grande reconnaissance à mes parents, ma famille et mes amis pour leur soutien moral et affectif.

**Hammache Samir**

# *Dédicace*

*Je dédie ce modeste travail, en particulier :*

*A mon Père*

*A ma Mère*

*A mon Epouse*

*A mes chers enfants : Ayoub et Chaïma*

*A mes frères : Rachid, Mohamed amokrane,  
Mohamed ameziane et Saïd*

*A mes sœurs : Amina, Hanane, Imane et  
Fatma*

*Je le dédie également à :*

*Mes frères et collègues de travail à  
la raffinerie de Hassi-Messaoud.*

*Hammache Samir*

## الملخص:

الغرض من هذا العمل هو إجراء دراسة تقنية واقتصادية لمعرفة إمكانية إدماج تقنية تحويل الغاز إلى سوائل "GTL" لصناعة الوقود في الجزائر.

عرضنا في الأول صورة الوضع الراهن للحالة الطاقوية العالمية، خاصة فيما يخص: الاحتياط، السعر، الإنتاج و الاستهلاك لمختلف مصادر الطاقة كالفحم، البترول و الغاز الطبيعي و لقد عرضنا كذلك واقع صناعة المحروقات في الجزائر.

ثم تعرضنا بعد ذلك لطرح تكنولوجيا Fischer-Tropsch و بالخصوص في حالة استعمال الغاز الطبيعي و ذلك من خلال التعرض إلى التفاعلات الكيميائية، الأليات الكيميائية، المحفزات و المفاعلات.

تعرضنا أيضا إلى أساليب الـGTL و ذلك بذكر: مختلف مراحل هذه التقنية، مختلف التكنولوجيات المتوفرة و العوامل المساعدة لبروز هذه الأخيرة.

قمنا بإجراء دراسة اقتصادية عن طريق مقارنة وحدة لإنتاج الغاز المميع "GNL" مع وحدتين من نوع "GTL" لشركتين مختلفتين "Shell" و "ConocoPhillips" و ذلك من أجل البحث عن أفضل خيار لتأمين الغاز الطبيعي في الجزائر.

**الكلمات الرئيسية:** الغاز الطبيعي، طريقة فيشر ترويش، تقنية تحويل الغاز إلى سوائل "GTL"، الحفاظ على نظافة المحيط، دراسة اقتصادية.

## RÉSUMÉ :

Dans le présent travail nous avons fait une étude technico-économique du procédé GTL : "Gas To Liquids".

En premier lieu nous avons donné un aperçu général sur la situation énergétique mondiale à savoir les réserves, les prix, la production et la consommation des différentes sources telles que le charbon, le pétrole et le gaz naturel. Nous avons parlé également sur l'état de l'industrie des hydrocarbures en Algérie.

Ensuite nous avons présenté la technologie Fisher-Tropsch et spécialement dans le cas du gaz naturel : les réactions chimiques, les mécanismes réactionnels, les catalyseurs et les réacteurs.

Nous avons parlé aussi, sur les procédés GTL à savoir : les différentes étapes du procédé, les différentes technologies existantes et les facteurs favorisant le GTL.

Une étude de simulation par HYSYS a été faite pour deux cas différents de charge : le cas du gaz naturel et le cas du gaz associé.

On se basant sur des hypothèses, une étude économique a été faite pour trois procédés de mêmes capacités : un procédé GNL, un Shell GTL et un ConocoPhillips GTL. La comparaison des ces trois procédés nous donne la meilleure option pour la valorisation du gaz naturel en l'Algérie.

Enfin une étude de sensibilité sera faite, pour juger de l'impact de certains paramètres influençant ces projets.

**MOTS-CLÉS :** le gaz naturel, environnement, la synthèse Fischer-Tropsch, la technologie GTL, étude économique.

## ABSTRACT:

The purpose of this work is a technical and economic study of implementing a GTL "Gas-to-Liquids" plant in Algeria.

This study will give the reasons of the renewal attention for this technology. Full information about coal, crude oil and natural gas will be given, by putting up all Algeria's data.

A full description of GTL's steps process via Fischer-Tropsch to get the products with specifications. There will have a description and a comparison of the various existing technologies and licensors and location of the plants all over the world.

We have used HYSYS as a process simulator and we have studied two cases of feed: natural gas feed and associated gas feed.

An economic study is made by comparing process GNL (liquefied natural gas) and GTL process (Shell GTL and ConocoPhillips GTL) in order to find the best option for valorization of natural gas in Algeria.

**KEYWORDS:** Natural gas, clean oil products, Fischer-Tropsh synthesis, Gas-to-Liquids, economic study.

## LISTE DES ABRÉVIATIONS

<b>AREVA</b>	: Un groupe industriel français spécialisé dans les métiers de l'énergie
<b>ASF</b>	: Anderson Schulz Flory
<b>ATR</b>	: Auto Thermal Reformer
<b>BP</b>	: British Petroleum
<b>BRI</b>	: Brut Réduit Importé
<b>BTL</b>	: Biomass To Liquids
<b>CBM</b>	: Coal Bed Methane
<b>CEA</b>	: Council of Economic Advisers
<b>CFB</b>	: Circulating Fluidized Bed
<b>CNPC</b>	: China National Petroleum Corporation
<b>COGEMA</b>	: Compagnie générale des matières nucléaires (jusqu'au 1 <sup>er</sup> mars 2006), elle est devenue AREVA NC (NC : <i>Nuclear Cycle</i> )
<b>COV</b>	: Composés Organiques Volatils
<b>CTL</b>	: Coal To Liquids
<b>DEA</b>	: Di-Ethanolamine
<b>DME</b>	: Diméthyle éther
<b>EDC</b>	: European and Developing Countries
<b>EIA</b>	: Energy Information Administration
<b>ENIP</b>	: Entreprise Nationale des Industries Pétrochimiques
<b>ENTP</b>	: Entreprise Nationale pour les Travaux des Puits
<b>FOB</b>	: Free On Board (en français : sans frais à bord, Si un vendeur propose un prix FOB jusqu'à une destination, ce vendeur est responsable de tous les frais de manutention et de transport jusqu'à cette destination.
<b>FSU</b>	: Former Soviet Union
<b>FT</b>	: Fischer-Tropsch
<b>GES</b>	: Gaz à Effet de Serre
<b>GGFRI</b>	: Global Gas Flaring Reduction Initiative
<b>GNL</b>	: Gaz Naturel Liquéfié
<b>GPL</b>	: Gaz du pétrole Liquéfié
<b>GTL</b>	: Gas To Liquids
<b>HTFT</b>	: High Temperature Fischer Tropsch
<b>IAP</b>	: Institut Algérien de Pétrole
<b>IFP</b>	: Institut Français de Pétrole
<b>KD</b>	: Kabadi Danner
<b>LKP</b>	: Lee Kesler Plocker
<b>LTFT</b>	: Low Temperature Fischer Tropsch
<b>MDEA</b>	: Méthyl-di-éthanolamine
<b>MDP</b>	: Mécanisme de Développement Propre
<b>MEA</b>	: Mono-Ethanolamine
<b>MTFB</b>	: Multi Tubular Fixed Bed
<b>NEAL</b>	: New Energy ALgeria
<b>NNPC</b>	: Nigeria National Petroleum Corporation
<b>NRTL</b>	: Non Random Two Liquid
<b>OECD</b>	: Organization for Economic Cooperation and Development
<b>OJC</b>	: Oil and Gas Journal
<b>OPEC</b>	: Organization of Petroleum Exporting Countries
<b>PEBD</b>	: Polyéthylène Baute Densité
<b>PEHD</b>	: Polyéthylène Haute Densité
<b>POT</b>	: Pay Out Time (temps de paiement)
<b>PR</b>	: Peng-Robinson
<b>PRSV</b>	: Peng-Robinson Stryjet-Vera
<b>QGTL</b>	: Qatar Gas To Liquids
<b>QP</b>	: Qatar Petroleum
<b>SAS</b>	: Sasol Advanced
<b>SCFB</b>	: Synthol Circulating Fluidized Bed
<b>SFT</b>	: Synthèse Fischer-Tropsch

<b>SGP</b>	: Shell Gasification Process
<b>SMDS</b>	: Shell Middle Distillate Synthesis
<b>SP</b>	: Slurry Phase
<b>SPD</b>	: Slurry Phase Distillate
<b>SR</b>	: Steam Reforming
<b>SRK</b>	: Soave Redlich Kwong
<b>TEA</b>	: Tri-Ethanolamine
<b>TRI</b>	: Taux de Rendement Interne
<b>UAE</b>	: United Arab Emirates
<b>UE</b>	: Union Européen
<b>UNIQUAC</b>	: UNiversal QUAsi Chemical
<b>US\$</b>	: Dollard Américain
<b>VAN</b>	: Valeur Actuelle Nette
<b>VCM</b>	: Vinyl Chloride Monomer
<b>VCM</b>	: Vinyl Chloride Monomer
<b>WEC</b>	: World Energy Council
<b>WGS</b>	: Water Gas Shift
<b>ZJ</b>	: Zudkevitch Jofee

### LISTE DES UNITES

<b>Barils</b>	: Symbole bl ou bbl, est une unité de mesure utilisée pour le pétrole brut et ses dérivés. Elle vaut précisément 158,9873 litres. bbl signifie en anglais: <i>blue barrel</i> .
<b>Bbl</b>	: Signifie <i>blue barrel</i> qui est égale au baril du pétrole
<b>bbl/j</b>	: Baril par jour
<b>Billion Cubic Feet (Bcf)</b>	: Un milliard de pieds cubes
<b>boe</b> (en français bep)	: Signifie <i>barrel oil equivalent</i> : barils équivalents pétrole (1bep = 0.1389Tep)
<b>BPD</b>	: Baril par jour (Barrel Per Day)
<b>Btu</b>	: British thermal units
<b>cf</b>	: cubic feet
<b>DA/UM</b>	: Dinar Algérien par Unité de Masse
<b>Feet</b>	: Pied = 304.80 mm = 30.48 cm
<b>Giga tonne</b>	: Un milliard de tonnes = $10^9$ tonnes
<b>Gm<sup>3</sup></b>	: Un milliard de mètres cubes = $10^9$ m <sup>3</sup>
<b>HL</b>	: Hecto Litre = 100 litres
<b>lb</b>	: Livre = 453.6 grammes
<b>mboe /d</b>	: Un million barils équivalents pétrole par jour
<b>Mcf</b>	: Méga cubic feet soit 1 000 000 cf
<b>Metric Ton</b>	: Tonne métrique (pour le gaz naturel : 1 Metric Ton = $1393.73$ m <sup>3</sup> )
<b>Million Metric Tons</b>	: Un Million de tonnes métriques (unité utilisée surtout pour parler de la capacité des terminaux de GNL)
<b>MJ</b>	: Méga Joule = $10^6$ J
<b>MMBtu</b>	: Million Btu
<b>MTep</b>	: Mégatonne d'équivalent pétrole soit 1 000 000 Tep
<b>MW</b>	: Méga Watt
<b>TEP ou Tep</b> (en anglais Toe)	: Tonne Equivalent Pétrole (unité utilisée surtout par les économistes pour mesurer la teneur énergétique du gaz naturel ou du charbon en comparaison avec celle du pétrole). Pour le gaz naturel 1Tep = $816\ 000$ Gm <sup>3</sup>
<b>Thousand Short Tons</b>	: Mille tonne courte (unité américaine : 1 tonne courte = 907 kg)
<b>TJ</b>	: Trillion Joule = Mille milliards Joule = $10^{12}$ J
<b>Tm<sup>3</sup></b>	: Trillion mètres cube = $10^{12}$ m <sup>3</sup>
<b>Trillion Cubic Feet (Tcf)</b>	: Mille milliards de pieds cubes = $28$ Gm <sup>3</sup> (unité américaine pour le gaz naturel)

## LISTE DES TABLEAUX

### Chapitre I :

<b>Tableau I.1:</b> Différents types de charbon	04
<b>Tableau I.2:</b> Production en pétrole brut pour les pays OPEC (million de baril/jour)	13
<b>Tableau I.3:</b> La demande mondiale en pétrole brut entre 2008 et 2010 (million de baril/jour)	13
<b>Tableau I.4:</b> Demande en Pétrole Brut par régions, perspectives : 2015, 2020, 2025 et 2030	16
<b>Tableau I.5:</b> Ressources et productions du gaz naturel dans le monde	21
<b>Tableau I.6:</b> Production primaire pour l'année 2009	31
<b>Tableau I.7:</b> Réserves du pétrole en Algérie	32
<b>Tableau I.8:</b> Réserves du gaz naturel en Algérie	32
<b>Tableau I.9:</b> Le potentiel solaire en Algérie	33
<b>Tableau I.10:</b> Les unités de production des carburants en Algérie	37
<b>Tableau I.11:</b> Prix sortie-raffinerie et marges de distribution de gros des produits pétroliers raffinés	38
<b>Tableau I.12:</b> Prix de vente des produits pétroliers raffinés sur le marché intérieur	38
<b>Tableau I.13:</b> Prix de vente de butane et Propane sur le marché intérieur	38
<b>Tableau I.14:</b> Production pétrochimique pour 2008 et 2009	41
<b>Tableau I.15:</b> Projets Investissement de la compagnie HYPROC SHIPPING COMPANY	45

### Chapitre II :

<b>Tableau II.1 :</b> Composition du gaz de synthèse pour différents cas.	54
<b>Tableau II.2:</b> Les différentes réactions qui se déroulent au courant de la synthèse Fischer Tropsch.	55
<b>Tableau II.3 :</b> Expression Cinétique et les valeurs des paramètres pour les réactions d'une SFT et WGS avec un catalyseur à base du Fer ( $Fe/Al_2O_3/Cu/K$ ).	61
<b>Tableau II.4:</b> Expression Cinétique et les valeurs des paramètres pour les réactions d'une SFT avec un catalyseur à base du Cobalt dans un réacteur Slurry.	63
<b>Tableau II.5:</b> Exemple typique pour de réacteur SCFB Synthol circulating fluidized bed de Sasol.	68
<b>Tableau II.6:</b> Les fractions des coupes issues du GTL.	77
<b>Tableau II.7:</b> Les différentes technologies GTL.	84
<b>Tableau II.8:</b> Propriétés des différentes installations GTL.	86

### Chapitre III :

<b>Tableau III.1:</b> Composition de gaz naturel brut en provenance de Hassi-R'mel.	93
<b>Tableau III.2:</b> Composition de gaz naturel et du gaz associé après traitement.	94
<b>Tableau III.3 :</b> Paramètres de marche des unités.	95
<b>Tableau III.4:</b> Pourcentage correspondant aux quantités destinées à chaque marché (%).	96
<b>Tableau III.5:</b> Prime pour les produits GTL	96
<b>Tableau III.6:</b> Coûts de Fret	96
<b>Tableau III.7:</b> Données économiques du projet Shell GTL et ConocoPhillips.	97
<b>Tableau III.8:</b> Données économiques du projet GNL.	98
<b>Tableau III.9:</b> Les modèles thermodynamiques d'équations d'état.	100
<b>Tableau III.10:</b> les modèles thermodynamiques se basant sur l'activité.	101
<b>Tableau III.11:</b> Type de système et les modèles recommandés.	101
<b>Tableau III.12:</b> Les réactions Pré-réformer	102
<b>Tableau III.13:</b> Les réactions Auto-Thermal-Reformer	103
<b>Tableau III.14:</b> Les rendements massiques des produits	108
<b>Tableau III.15:</b> Comparaison entre les produits GTL et ceux conventionnels	108
<b>Tableau III.16:</b> Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 20\$/baril	110
<b>Tableau III.17:</b> Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 30\$/baril.	110
<b>Tableau III.18:</b> Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 50\$/baril	110
<b>Tableau III.19:</b> Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 70\$/baril	111

## LISTE DES FIGURES

### Chapitre I :

<b>Figure I.1:</b> Les réserves du charbon dans le monde (fin de 2009).	05
<b>Figure I.2:</b> Les dix premiers pays en réserves du charbon dans le monde.	06
<b>Figure I.3:</b> Production et Consommation du charbon dans le monde.	07
<b>Figure I.4:</b> Les dix premiers pays en demande du charbon dans le monde.	08
<b>Figure I.5:</b> Les dix premiers pays en exportation du charbon dans le monde.	08
<b>Figure I.6:</b> Le prix du charbon (1973-2009).	09
<b>Figure I.7:</b> Emissions CO <sub>2</sub> dues à l'utilisation du charbon (1990-2006).	10
<b>Figure I.8:</b> Les réserves du pétrole brut dans le monde (fin de 2009).	12
<b>Figure I.9:</b> Le prix du pétrole brut pour la journée du jeudi 04 mars 2010 à 19:47 et son évolution durant les cinq dernières années.	14
<b>Figure I.10:</b> Emissions CO <sub>2</sub> dues à l'utilisation du Pétrole Brut (1990-2006).	15
<b>Figure I.11:</b> Variation des prix du Pétrole Brut (Historique 1980-2008 et perspectives 2030).	16
<b>Figure I.12:</b> Les réserves du gaz naturel dans le monde (fin de 2009).	20
<b>Figure I.13:</b> Les dix pays top en réserves du gaz naturel.	20
<b>Figure I.14:</b> Evolution des réserves du gaz naturel en Algérie.	21
<b>Figure I.15:</b> Production, Consommation et Exportation du gaz naturel dans le monde.	22
<b>Figure I.16:</b> Les dix pays top en réserves du gaz naturel.	23
<b>Figure I.17:</b> Le prix du gaz naturel pour la journée du jeudi 04 mars 2010 à 19:47 et son évolution durant les cinq dernières années.	23
<b>Figure I.18:</b> Emissions CO <sub>2</sub> dues à l'utilisation du gaz naturel (1990-2006).	24
<b>Figure I.19:</b> Perspectives sur le gaz naturel.	25
<b>Figure I.20:</b> Prix de l'uranium (en dollar par livre d'oxyde d'uranium U <sub>3</sub> O <sub>8</sub> ).	26
<b>Figure I.21:</b> Production et Consommation du pétrole en Algérie.	32
<b>Figure I.22:</b> Production et Consommation du Gaz naturel en Algérie.	32
<b>Figure I.23:</b> Bilan globale des raffineries pour 2009 en Algérie.	37
<b>Figure I.24:</b> Evolution des prix des produits pétroliers en Algérie.	38
<b>Figure I.25:</b> Bilan globale pour les coplexes de gaz en Algérie.	43

### Chapitre II :

<b>Figure II.1:</b> Procédé de gazéification Shell.	54
<b>Figure II.2 :</b> Distribution massique des produits en fonction de $\alpha$ .	64
<b>Figure II.3 :</b> Principaux types de déviations par rapport à la distribution ASF.	66
<b>Figure II.4:</b> Le réacteur ARGE.	67
<b>Figure II.5:</b> Synthol circulating fluidized bed.	68
<b>Figure II.6:</b> Le réacteur SAS.	69
<b>Figure II.7:</b> Réacteur fluidisé (slurry phase reactor).	70
<b>Figure II.8:</b> Mécanismes du carbure de surface.	71
<b>Figure II.9:</b> Mécanisme vinylique.	72
<b>Figure II.10:</b> Mécanisme de condensation des Hydroxycarbènes.	72
<b>Figure II.11:</b> Mécanisme d'insertion d'umonoxyde de carbone.	73
<b>Figure II.12:</b> Représentation des différentes étapes dans une unité GTL.	74
<b>Figure II.13:</b> Section de production du gaz de synthèse.	76
<b>Figure II.14:</b> Section SFT dans procédé GTL.	77
<b>Figure II.15:</b> Schéma en bloc du procédé GTL (SFT et valorisation des produits).	77
<b>Figure II.16:</b> Schéma bloc du procédé Shell synthèse distillats moyens (SMDS).	79
<b>Figure II.17:</b> Schéma bloc du procédé ExxonMobil AGC-21.	80
<b>Figure II.18:</b> Schéma bloc du procédé Syntroleum.	81
<b>Figure II.19:</b> Schéma bloc du procédé ConocoPhillips.	82



### **Chapitre III :**

<b>Figure III.1:</b> La variation du <i>Payout Time</i> en fonction de prix du gaz naturel.	92
<b>Figure III.2:</b> Le procédé GTL en bloc.	95
<b>Figure III.3:</b> Prise d'écran pour add Component sur HYSYS 3.2	99
<b>Figure III.4:</b> le choix du modèle thermodynamique sur HYSYS 3.2	99
<b>Figure III.5:</b> La section de production du gaz de synthèse sur HYSYS.	103
<b>Figure III.6:</b> Introduction des données cinétique sur HYSYS.	104
<b>Figure III.7:</b> La section de production du gaz de synthèse et la section FT sur HYSYS.	105
<b>Figure III.8:</b> Schéma de processus pour prise de décision.	106
<b>Figure III.9:</b> Effet du rapport $H_2/CO$ sur la conversion du CO.	109
<b>Figure III.10:</b> Effet de la température sur la conversion du CO.	109
<b>Figure III.11:</b> Effet de la température sur la sélectivité de C5+.	109
<b>Figure III.12:</b> La variation de la valeur actuelle nette VAN en fonction du prix de brut.	111
<b>Figure III.13:</b> Sensibilité du TRI par rapport au prix de la charge.	112
<b>Figure III.14:</b> Sensibilité du TRI par rapport au prix de vente des produits.	113
<b>Figure III.15:</b> Sensibilité du TRI par rapport au Coût de l'investissement.	113

## SOMMAIRE

Résumé	i
Liste des abréviations	ii
Liste des unités	iii
Liste des tableaux	iv
Liste des figures	v
Sommaire	vii

INTRODUCTION	01
--------------	----

<b>CHAPITRE 1_SITUATION ENERGETIQUE MONDIALE</b>	
I- CONTEXTE ENERGETIQUE MONDIAL	
<b>I.1) Introduction</b>	<b>03</b>
<b>I.2) Sources d'énergie</b>	<b>04</b>
<b>I.2.1) Sources non-renouvelables</b>	<b>04</b>
<b>I.2.1.1) Le charbon</b>	<b>04</b>
<b>I.2.1.2) Le pétrole</b>	<b>12</b>
<b>I.2.1.3) Le gaz naturel</b>	<b>17</b>
<b>I.2.1.4) L'uranium (énergie nucléaire)</b>	<b>25</b>
<b>I.2.2) Sources renouvelables</b>	<b>28</b>
<b>I.2.2.1) Généralités</b>	<b>28</b>
<b>I.2.2.2) Effet des énergies renouvelables sur l'environnement</b>	<b>29</b>
<b>I.2.2.3) Perspectives</b>	<b>29</b>
<b>I.2.3) Sources d'énergie secondaires</b>	<b>30</b>
<b>I.2.3.1) Généralités</b>	<b>30</b>
<b>I.2.3.2) Effet sur l'environnement</b>	<b>30</b>
II- CONTEXTE ENERGETIQUE ET ETAT DE L'INDUSTRIE DES HYDROCARBURES EN ALGERIE	
<b>II.1) Ressources d'énergie en Algérie</b>	<b>31</b>
<b>II.1.1) Hydrocarbures</b>	<b>31</b>
<b>II.1.1.1) Le pétrole</b>	<b>31</b>
<b>II.1.1.2) Le gaz naturel</b>	<b>32</b>
<b>II.1.2) Potentiel des énergies renouvelables</b>	<b>33</b>
<b>II.1.2.1) Energie solaire</b>	<b>33</b>
<b>II.1.2.2) Potentiel éolien</b>	<b>33</b>
<b>II.1.2.3) Potentiel de l'énergie géothermique</b>	<b>33</b>
<b>II.1.2.4) Potentiel de l'hydroélectricité</b>	<b>33</b>
<b>II.1.2.5) Potentiel de la biomasse</b>	<b>33</b>
<b>II.2) Secteur des hydrocarbures en Algérie</b>	<b>34</b>
<b>II.2.1) Outil du raffinage Algérien</b>	<b>34</b>
<b>II.2.1.1) Raffineries en Algérie</b>	<b>35</b>
<b>II.2.1.2) Tarification des produits pétroliers</b>	<b>38</b>
<b>II.2.2) Outil pétrochimique Algérien</b>	<b>39</b>
<b>II.2.2.1) Complexes pétrochimiques en Algérie</b>	<b>39</b>
<b>II.2.3) GPL et GNL en Algérie</b>	<b>41</b>
<b>II.2.3.1) Complexes GNL en Algérie</b>	<b>41</b>

<b>II.2.3.2) Projets GNL en cours</b>	42
<b>II.2.4) Transport des hydrocarbures par canalisations en Algérien</b>	43
<b>II.2.5) Transport maritime des hydrocarbures</b>	44
<b>II.2.5.1) Flotte Maritime</b>	44
<b>II.2.5.2) Terminaux de regazéification</b>	45
<b>II.2.6) Exploration des hydrocarbures</b>	46
<b>II.3) Secteur des énergies Nouvelles et Renouvelables en Algérie</b>	<b>46</b>
<b>II.4) Politique de réduction des gaz associés torchés en Algérie</b>	<b>47</b>

## CHAPITRE 2\_ TECHNOLOGIE FISCHER-TROPSCH ET PROCEDES GTL

### I- TECHNOLOGIE FISCHER TROPSCH

<b>I.1) Introduction</b>	<b>49</b>
<b>I.2) Historique de la technologie</b>	50
<b>I.3) Production du gaz de synthèse</b>	51
<b>I.3.1) Par Gazéification</b>	51
<b>I.3.2) Par l'utilisation du gaz naturel</b>	52
<b>I.3.2.1) Oxydation partielle (<i>Partial oxidation</i>) PO</b>	52
<b>I.3.2.2) Reforming à la vapeur (<i>Steam Reforming</i>) SR</b>	52
<b>I.3.2.3) Reforming auto-thermique (<i>Autothermal Reforming</i>) ATR</b>	53
<b>I.3.2.4) Gazéification Shell (Shell's Gasification Process) PSC</b>	53
<b>I.3.2.5) Méthode de la membrane de céramique</b>	<b>54</b>
<b>II.4) La réaction Fischer-Tropsch</b>	<b>55</b>
<b>II.4.1) Réactions mises en jeu dans la synthèse Fischer Tropsch</b>	<b>55</b>
<b>II.4.2) Catalyseurs utilisés dans la synthèse Fischer Tropsch</b>	<b>55</b>
<b>II.4.3) Poisons et désactivation du catalyseur</b>	<b>56</b>
<b>II.4.4) Activité et Sélectivité</b>	<b>56</b>
<b>II.4.5) Thermodynamique de la synthèse Fischer-Tropsch</b>	<b>57</b>
<b>II.4.6) Cinétique de la synthèse Fischer-Tropsch</b>	<b>58</b>
<b>II.4.6.1) Catalyseur à base du Fer</b>	58
<b>II.4.6.2) Catalyseur à base du Cobalt</b>	62
<b>II.4.6.3) Distribution des produits</b>	63
<b>II.4.6.3.1) Distribution idéale</b>	63
<b>II.4.6.3.2) Déviations de la distribution</b>	65
<b>II.4.7) Réacteurs utilisés dans la synthèse Fischer-Tropsch</b>	<b>66</b>
<b>II.4.7.1) Réacteurs à lit-fixe (<i>Fixed bed reactors</i>)</b>	66
<b>II.4.7.2) Réacteurs à lit fluidisé circulant (<i>Circulating fluidized bed reactor: CEB reactor</i>)</b>	67
<b>II.4.7.3) Réacteurs à lit fluidisé turbulent (<i>Turbulent fluidized bed reactor: SAS reactor</i>)</b>	69
<b>II.4.7.4) Réacteurs slurry, ou colonnes à bulles (<i>Slurry phase reactors</i>)</b>	69
<b>II.4.8) Mécanisme réactionnel de la synthèse Fischer-Tropsch</b>	<b>70</b>
<b>II.4.8.1) Mécanisme alkyl</b>	71
<b>II.4.8.2) Mécanisme vinylique</b>	71
<b>II.4.8.3) Mécanisme énoil</b>	72
<b>II.4.8.4) Mécanisme d'insertion de CO</b>	73
<b>II. PROCÉDES GTL (GAS TO LIQUIDS)</b>	
<b>II.1) Introduction</b>	<b>74</b>
<b>II.2) Facteurs favorisant la technologie GTL</b>	<b>75</b>
<b>II.2.1) Facteurs environnementaux</b>	75
<b>II.2.2) Facteurs économiques et politiques</b>	75

<b>II.2.3) Autres facteurs</b>	75
<b>II.3) Description du procédé GTL</b>	<b>76</b>
<b>II.3.1) Production du gaz de synthèse</b>	76
<b>II.3.2) Synthèse FT</b>	76
<b>II.3.3) Valorisation des produits</b>	77
<b>II.4) Différentes technologies GTL</b>	<b>77</b>
<b>II.4.1) La technologie Sasol</b>	77
<b>II.4.2) La technologie Shell</b>	78
<b>II.4.3) La technologie ExxonMobil</b>	80
<b>II.4.4) La technologie Syntroleum</b>	80
<b>II.4.5) La technologie ConocoPhillips</b>	81
<b>II.4.6) La technologie Chevron</b>	82
<b>II.4.7) La technologie Rentech</b>	83
<b>II.4.9) La technologie Ivanhoe Energy</b>	83
<b>II.5) Différents types d'installations GTL</b>	<b>84</b>
<b>II.5.1) Installations GTL à grande capacité</b>	84
<b>II.5.2) Installations GTL à une capacité moyenne</b>	85
<b>II.5.3) Installations GTL à petite capacité</b>	85
<b>II.5.3.1) Petites unités de production de GTL</b>	85
<b>II.5.3.2) Unités de type pilote</b>	85
<b>II.5.4) Unités Offshore</b>	85
<b>II.5.4.1) Unités offshore fixes</b>	86
<b>II.5.4.2) Navires de GTL et barges</b>	86
<b>II.6) Procédés GTL dans le monde</b>	<b>86</b>
<b>II.6.1) Projets à Qatar</b>	86
<b>II.6.2) Shell GTL en Malaisie</b>	87
<b>II.6.3) PetroSa GTL en Afrique du sud</b>	88
<b>II.6.4) Chevron GTL au Nigeria</b>	88
<b>II.6.5) Sasol GTL à l'Ouzbékistan</b>	88
<b>II.6.6) Sasol GTL au Canada</b>	88
<b>II.6.7) Syntroleum GTL à Bolivie</b>	88
<b>II.6.8) Les projets annulés</b>	88

## CHAPITRE 3 \_ETUDE TECHNICO-ECONOMIQUE DU PROCEDE GTL

<b>III.1) Introduction</b>	<b>90</b>
<b>III.2) Données de base</b>	<b>93</b>
<b>III.2.1) Données techniques</b>	<b>93</b>
<b>III.2.1.1) Composition et débit de la charge</b>	93
<b>III.2.1.2) Paramètres de marche des unités</b>	94
<b>III.2.2) Données économiques</b>	<b>95</b>
<b>III.2.2.1) Marchés de destination des différents produits</b>	95
<b>III.2.2.2) Prix des produits</b>	96
<b>III.2.2.3) Prime des produits GTL</b>	96
<b>III.2.2.4) Coûts de Fret</b>	96
<b>III.2.2.5) Données économique GTL concernant les deux compagnies Shell et ConocoPhillips</b>	97
<b>III.2.2.6) Données économiques concernant le projet GNL</b>	97
<b>III.3) Simulation du procédé</b>	<b>98</b>
<b>III.3.1) Introduction des données</b>	98
<b>III.3.1.1) Charges</b>	98
<b>III.3.1.2) Modèle thermodynamique</b>	99
<b>III.3.1.2.1) Modèles d'équations d'états</b>	99

<b>III.3.1.2.2) Modèles d'activité</b>	100
<b>III.3.1.2.3) Modèles de la pression de vapeur</b>	101
<b>III.3.1.2.4) Autres modèles</b>	101
<b>III.3.1.3) Introduction des réactions</b>	102
<b>III.3.1.3.1) Section Production du gaz de synthèse</b>	102
<b>III.3.2) Simulation</b>	105
<b>III.4) Etude économique</b>	<b>106</b>
<b>III.4.1) Hypothèse</b>	106
<b>III.4.2) Processus de décision</b>	106
<b>III.4.3) Etapes du calcul économique</b>	107
<b>III.4.4) Etude de sensibilité</b>	107
<b>III.5) Résultats et discussion</b>	<b>108</b>
<b>III.5.1) Résultats de simulation</b>	<b>108</b>
<b>III.5.1.1) Rendement des produits</b>	108
<b>III.5.1.2) Qualité des produits</b>	108
<b>III.5.1.3) Effet du rapport H<sub>2</sub>/CO</b>	109
<b>III.5.1.4) Effet de la température sur la conversion de CO</b>	109
<b>III.5.1.5) Effet de la température sur la sélectivité de C<sub>5+</sub></b>	109
<b>III.5.2) Résultats de l'étude économique</b>	<b>110</b>
<b>III.5.2.1) Rentabilité des projets</b>	110
<b>III.5.2.2) Analyse de sensibilité</b>	112
<b>III.5.2.2.1) Etude de sensibilité par rapport au prix de la charge</b>	112
<b>III.5.2.2.2) Etude de sensibilité par rapport au prix de vente des produits</b>	113
<b>III.5.2.2.3) Etude de sensibilité par rapport au coût de l'investissement</b>	113
<b>CONCLUSION GENERALE</b>	114
<b>BIBLIOGRAPHIE</b>	117
<b>ANNEXES</b>	121

## INTRODUCTION GENERALE

Dès les années 70, l'industrie gazière a su affirmer son rôle majeur comme source énergétique à l'échelle mondiale. Aujourd'hui, alors que la concurrence entre sources d'énergie s'intensifie en liaison avec des prix élevés, le gaz naturel reste celle dont la progression dans le bilan énergétique devrait continuer à être la plus rapide dans les années à venir. Il est important de développer des sources d'énergie permettant à la fois de répondre à la demande et de remplacer les ressources déclinantes. De plus, les avancées significatives dans le domaine de la recherche sont nécessaires pour développer une gamme d'options énergétiques. Les recherches menées pour la valorisation du gaz naturel font parties intégrantes de ces objectifs.

En effet, le monde est actuellement face à deux problématiques qui sont d'un coté l'épuisement du pétrole, qui est la source principale pour les carburants de transport, et d'un autre coté la nécessité de diminuer les émissions des gaz à effet de serre, qui sont les causes principales des changements climatiques.

La technologie GTL devient de plus en plus importante, non seulement pour des raisons de protection de l'environnement, mais aussi parce qu'elle offre une solution à la fois efficace et sûre au problème du transport du gaz naturel sur longue distance. On estime que le total des réserves de gaz naturel connues dépasse 60 ans de consommation actuelle, alors que les réserves de pétrole brut sont plus courtes (environ 40 ans). Cependant une bonne partie de ces réserves de gaz sont considérées inexploitable car elles sont trop distantes des lieux de consommation et difficiles à transporter. La technologie GTL permet de convertir ces réserves de gaz en produits qui peuvent être transportés et vendus par tankers, pipelines, stockages et systèmes de distribution conventionnels. Du point de vue logistique, la voie GTL est donc plus attrayante que celle du GNL (gaz naturel liquéfié) qui demande une chaîne logistique dédiée et hautement sécurisée.

Dans l'avenir, le marché de la conversion chimique du gaz naturel pourrait s'élargir considérablement dans le contexte d'une augmentation du prix du pétrole et dans la perspective de progrès techniques améliorant la rentabilité des procédés.

L'Algérie de sa part fait partie ce contexte général. Elle est considérée comme un pays exportateur net de pétrole et membre de l'Organisation des Pays Exportateurs de Pétrole (OPEC). Selon le Oil and Gas Journal (OGJ), en Janvier 2009, l'Algérie figure la troisième plus grande en matière de réserves du pétrole en Afrique (derrière la Libye et Nigeria) et le quatrième producteur de pétrole brut dans le

même contient (après le Nigeria, Angola, et la Libye). Elle est, également, le quatrième plus grand exportateur de gaz naturel dans le monde en 2009, après la Russie, le Norvège et le Qatar et à La 7<sup>ème</sup> place en matière de réserves de gaz naturel dans le monde.

En tant que pays gazier et acteur important dans le marché mondial du gaz, l'Algérie est directement concernée par la technologie GTL qui pourrait être envisagées dans l'offre Algérienne, qui vise à diversifier le secteur des hydrocarbures. Il sera intéressant de savoir si ce projet pourrait être une alternative de valorisation du gaz naturel Algérien. Cette technologie nouvelle dispose encore d'un fort potentiel de développement auquel nos industriels et spécialistes peuvent apporter leur contribution.

C'est dans cet esprit, que nous avons pensé à effectuée une étude de faisabilité pour l'implantation d'une unité de conversion du gaz en produits liquides (GTL) en Algérie.

Ce travail comprend deux grandes parties :

1. La première grande partie est une étude bibliographique. Elle comprend deux chapitres. Le premier chapitre commence par un aperçu générale sur le contexte énergétique mondiale, parlant sur les différentes sources d'énergies à savoir les sources renouvelables et celles non renouvelables. Ce chapitre est terminé par une représentation de l'état de l'industrie des hydrocarbures en Algérie. Le deuxième chapitre est consacré pour représenter, d'une part la technologie Fischer-Tropsch et ses applications, notamment dans le procédé GTL et d'autre part les nouvelles techniques, installations et procédés concernant le GTL.
2. La deuxième partie, est représentée dans un seul chapitre, est une étude technico-économique du procédé GTL. Elle comporte deux parties : la première est une simulation par HYSYS du procédé GTL. Les résultats obtenus sont comparés avec des données expérimentales pour des expériences dans les mêmes conditions. La deuxième partie est l'étude de faisabilité économique. Elle est basée sur des hypothèses pour le calcul économique. Une comparaison a été faite entre un procédé GNL et deux procédés GTL, un appartenant à la compagnie Shell et l'autre appartient à la compagnie ConocoPhillips. Ensuite une étude de sensibilité sera faite, pour juger de l'impact de certains paramètres influençant ces projets. Cette partie est terminée par une discussion des résultats.

## I. CONTEXTE ENERGETIQUE MONDIAL :

### I.1) Introduction :

L'énergie est l'une des aspects extraordinaire de notre univers. Elle se présente sous différentes formes : mécanique, thermique...etc. Elle est indispensable pour notre existence, notamment pour le bien être de l'incroyable avancement technologique réalisé par l'homme jusqu' aujourd'hui. En réalité les sources d'énergie sont de deux types: non-renouvelables et renouvelables. Les sources d'énergie sont considérées comme non renouvelables si elles ne peuvent être reconstituées (fait à nouveau) dans un court laps de temps. D'autre part, les sources d'énergie renouvelables comme le solaire et le vent peuvent être reconstituées naturellement dans un court laps de temps. Ces sources d'énergie sont exploitées sous différentes formes pour les utilisées soit comme électricité, carburant...etc.

La législation pour la production des carburants propres s'avère de jour à l'autre et la nécessité de changer les moyens et les techniques de production des carburants sont de plus en plus approuvées. En effet la modernisation que vie homme aujourd'hui lui a couté beaucoup. L'exploitation excessive des ressources naturelles, mais surtout la destruction de son environnement ; tous ça va crier un déséquilibre dans notre planète mère.

En termes d'énergie primaire, le pétrole occupe 35%, le charbon 29%, le gaz naturel 24%, l'énergie nucléaire 5% et l'hydroélectricité 7% de la consommation mondiale pour l'année 2009<sup>1</sup>. Les quatre premières formes d'énergies, menacent de décliner dans les 20 prochaines années. Les énergies renouvelables "technologiques" telles le solaire, l'éolien, la géothermie n'occupent en 2008 que 3,1% de l'énergie primaire consommée dans le monde<sup>2</sup>. Ces dernières peuvent prendre de l'importance mais leur part relative est trop faible pour envisager qu'elles puissent remplacer les énergies fossiles. De plus, elles coûtent relativement chères bien que leurs coûts de fabrication tendent à baisser. Leurs prix vont augmenter avec l'inflation provoquée par la hausse des prix des énergies fossiles et par la forte demande pour ces énergies dans un proche avenir.

---

<sup>1</sup> : BP Statistical Review of World Energy 2010: [www.bp.com/statisticalreview](http://www.bp.com/statisticalreview)

<sup>2</sup> : US Energy Information Administration: 2010 Statistics: <http://tonto.eia.doe.gov>



## I.2) Sources d'énergie :

Elles sont classées en trois : les sources non-renouvelables, les sources renouvelables et les sources d'énergie secondaires.

### I.2.1) Sources non-renouvelables :

Les quatre sources d'énergie non renouvelable utilisées le plus souvent sont:

- ✓ Le charbon
- ✓ Le pétrole
- ✓ Le gaz naturel
- ✓ L'uranium (énergie nucléaire)

En effet pas toutes les sources non-renouvelables sont d'origine fossile. Seulement le charbon, le pétrole et le gaz naturel sont considérés comme des combustibles fossiles, car elles se sont formées à partir de la découverte des restes de plantes et d'animaux qui vivaient depuis des millions d'années. Le minerai d'uranium, un solide, est extrait et transformé en un carburant utilisé dans les centrales nucléaires. L'uranium n'est pas un combustible fossile, mais il est considéré comme une source non renouvelable<sup>1</sup>.

#### I.2.1.1) Le charbon :

##### I.2.1.1.1) Généralités :

Ces dernières années, une forte demande énergétique mondiale et une hausse sensible des prix du pétrole et du gaz ont provoqué un regain d'intérêt marqué pour le charbon. Cette énergie a connu récemment la plus forte croissance en termes de consommation (+ 3,8 % en 2008). Dans le domaine de la production d'électricité, le charbon, dont la part est actuellement de 40 %, vient directement concurrencer le gaz naturel<sup>2</sup>.

Il y a quatre types de charbon dans le monde. On peut les définir par la différence de la quantité d'énergie que chacun de ces charbons contient :

**Tableau I.1:** Différents types de charbon

Type du charbon	Teneur en carbone	Quantité d'énergie
Anthracite	86-97%	30 MJ/kg
Charbon Bitumineux	45-86%	18.8–29.3 MJ/kg
Charbon Subbitumineux	35-45%	8.3–25 MJ/kg
Lignite	25-35%	5.5–14.3 MJ/kg

Ainsi, 1 kg d'anthracite contient autant d'énergie qu'environ 3 kg de lignite.

<sup>1</sup> : US Energy Information Administration: 2010 Statistics: <http://tonto.eia.doe.gov>

<sup>2</sup> : Marie Françoise Chabrelie ; L'industrie gazière à l'horizon 2020 ; IFP-Panorama 2006 : <http://www.ifp.fr>

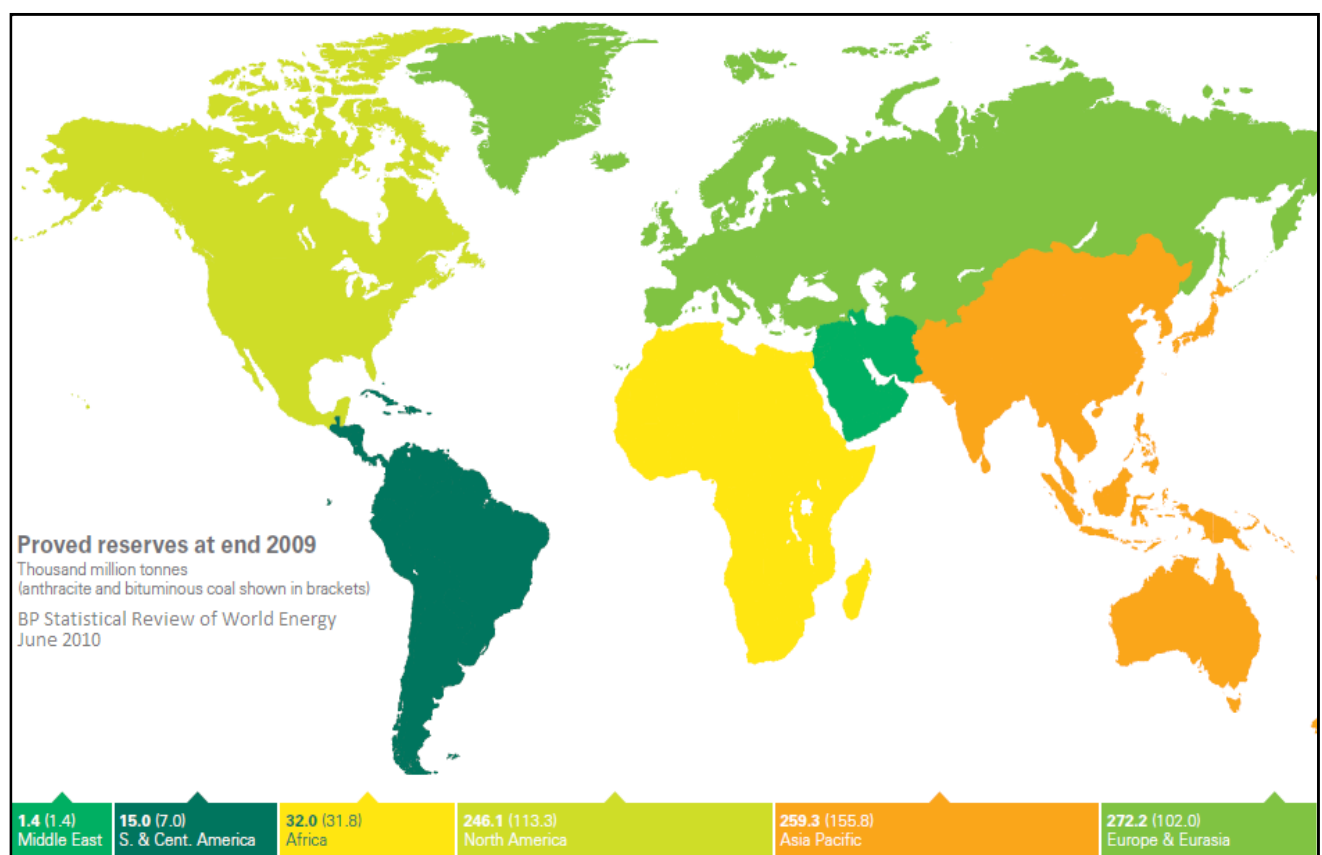
Souvent, l'anhracite et le charbon bitumineux sont regroupés sous le terme générique de charbon maigre (Hard Coal) et le charbon subbitumineux et le lignite sous le terme de charbon gras (Brown Coal). Selon le WEC, les réserves prouvées extractibles à fin 2002 se montaient à 479 Milliards de tonnes d'anhracite et de bitumineux, à 272 milliards de subbitumineux et à 158 milliards de lignite.

### I.2.1.1.2) Réserves du charbon :

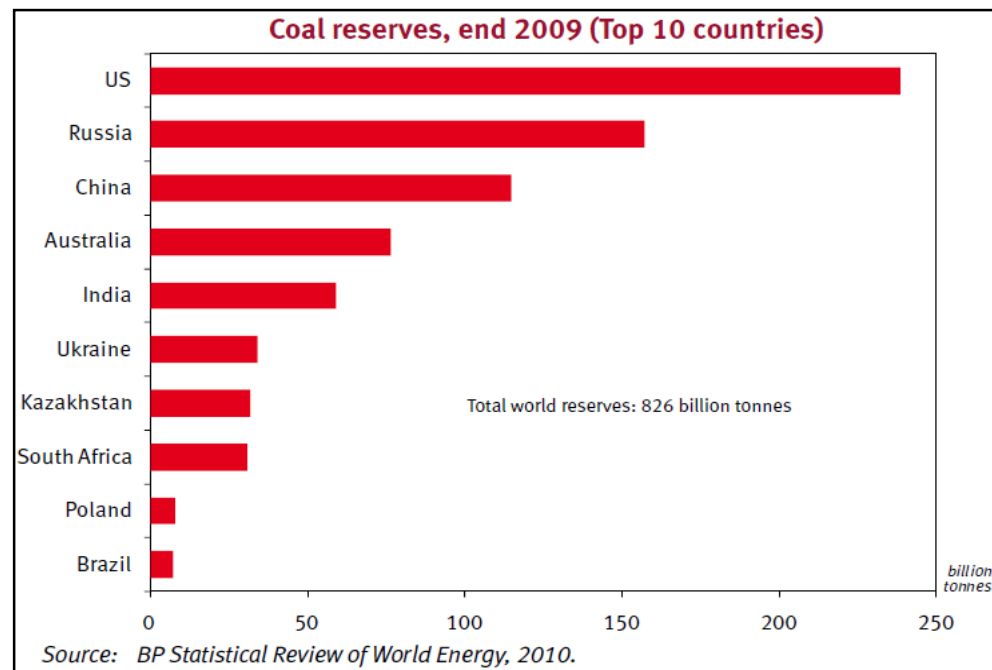
Les réserves prouvées en place : Ce sont les ressources qui restent à exploiter dans les gisements découverts et connus qui ont été recensées de manière précises et qui sont sensés être exploitables dans les conditions économiques actuelles avec la technologie d'aujourd'hui.

Les réserves prouvées extractibles selon le World Energy Council (WEC): Ce sont les réserves qui font parti des réserves prouvées en place qui peuvent être extraites des gisements à présent et dans le futur dans les conditions économiques actuelles avec la technologie d'aujourd'hui.

Les ressources selon le WEC : Les ressources correspondent aux réserves prouvées auxquelles on ajoute les quantités estimées dans des extensions inexplorées de gisement actuellement en exploitation, des quantités de charbon dans des gisements non découverts dans des zones connus pour contenir des gisements de charbon et ayant des conditions géologiques favorables pour contenir des gisements de charbon. Les quantités de charbon spéculatives ne sont pas comptabilisées dans les ressources.



**Figure I.1:** Les réserves du charbon dans le monde (fin de 2009).



**Figure I.2:** Les dix premiers pays en réserves du charbon dans le monde.

### Évolution des réserves de charbon :

L'Allemagne a supprimé 99% de ses réserves de charbon maigre (Hard Coal) en 2004. Auparavant estimé à 23 milliards tonnes, ses réserves ont été ramenées à 0,183 milliards de tonnes. De même, les réserves de lignite en Allemagne ont été divisées par 7 en 2004, c'est à dire qu'ils ont fait disparaître 85% des réserves de lignite de 2003. Comme l'Allemagne est le premier producteur de lignite au monde, cette estimation devrait susciter une certaine inquiétude...

La Pologne a aussi baissé drastiquement ses réserves de charbon. Ainsi, en 1998, la Pologne a baissé ses réserves de charbon maigre (Hard Coal : charbon bitumineux et anthracite) de 29 milliards de tonnes en 1997 à 12 milliards de tonnes en 1998, ce qui correspond à une baisse de 60% de ses réserves charbon maigre. Ses réserves de charbon gras (Brown Coal : charbon subbitumineux et lignite) ont passé de 13 milliards de tonnes en 1997 à 2,2 milliards de tonnes en 1998 puis à 1,86 milliards de tonnes en 2001 et en fin à 0 en 2004. La Pologne n'a officiellement plus aucune réserve de charbon gras en 2004<sup>1</sup>.

Pour certains pays, les réserves sont restées inchangées depuis de longues années comme le Vietnam qui n'a pas modifié ses réserves depuis 40 ans. Plus important, la Chine n'a pas modifié les chiffres officiels de ses réserves depuis 1992 alors même que la production cumulative depuis 1992 se monte à 20% de ces réserves.

Les réserves mondiales de charbon sont très importantes et dureront 200 ans au rythme de la consommation actuelle. De plus, ces réserves sont réparties plus équitablement dans le monde que

<sup>1</sup> : Makhnovitch ; Coal, Resources and Future Production : <http://www.terredebrut.org> (mars 2007)

celles du pétrole. Enfin, le charbon devrait rester une énergie bon marché : il ne coûte pas très cher à exploiter, ni à utiliser pour produire de l'électricité<sup>1</sup>.

### Six pays concentrent les réserves et la production du charbon :

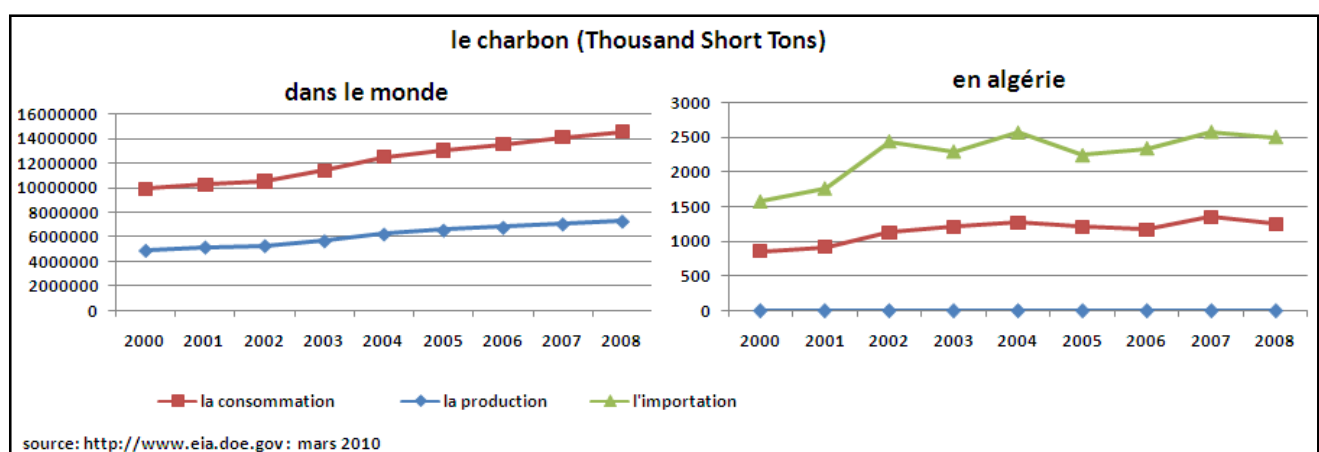
85% des réserves de charbon sont concentrés dans six pays ; par ordre décroissant : les USA, la Russie, l'Inde, la Chine, l'Australie et l'Afrique du Sud. Les USA possèdent le tiers des réserves mondiales et est le second producteur. La Chine possède la moitié des réserves des USA mais est de loin le premier producteur de charbon. Par conséquent, l'évolution de la production de charbon dans ces deux pays va influencer de manière décisive sur la courbe de production mondiale.

Les Etats Unis sont le second producteur mondial. Leurs réserves sont très importantes et correspondent à 30% des réserves mondiales. Leur rapport Réserves/Production est de 200 ans. Cependant, il est fort probable qu'une partie des réserves des USA ne soient jamais extraites car une grande partie est de faible qualité et contient beaucoup de soufre.

L'Australie et l'ex-URSS ont de grandes quantités de charbon gras (subbitumineux et lignites) qui ne sont pas exportable en raison de leur faible teneur énergétique. Cependant, l'Australie possède encore d'assez grandes quantités de charbon de haute qualité énergétique pour conserver sa place de premier exportateur de charbon (40% des exportations mondiales; Ensuite viennent l'Afrique du Sud, la Colombie, la Chine et la Russie).

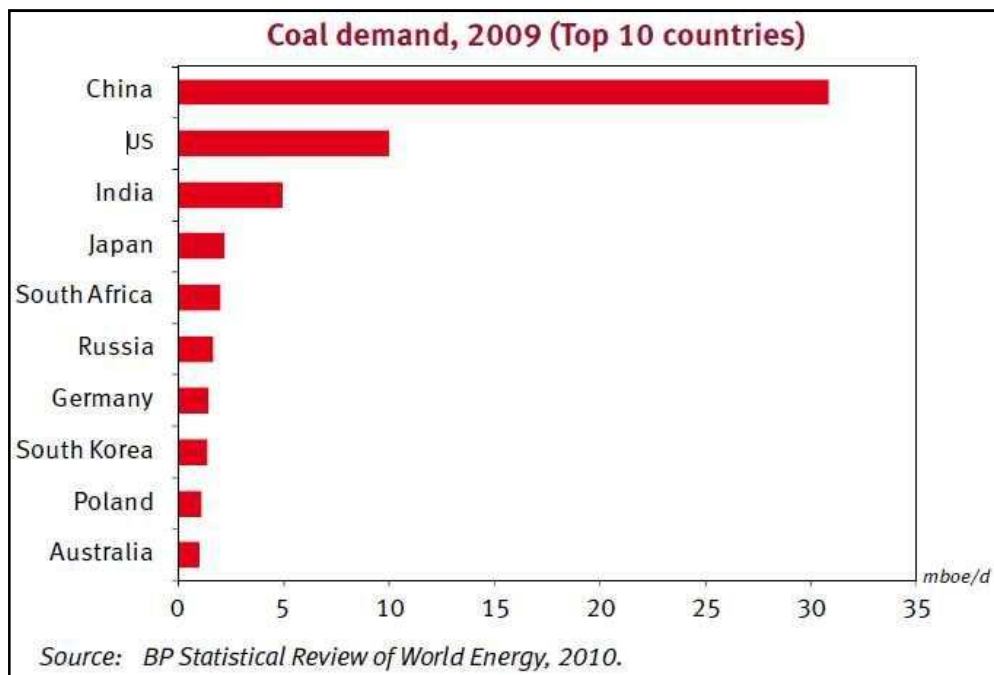
#### I.2.1.1.3) Production et Consommation du charbon :

La production et la consommation mondiales du charbon peuvent être illustrées dans les figures suivantes :

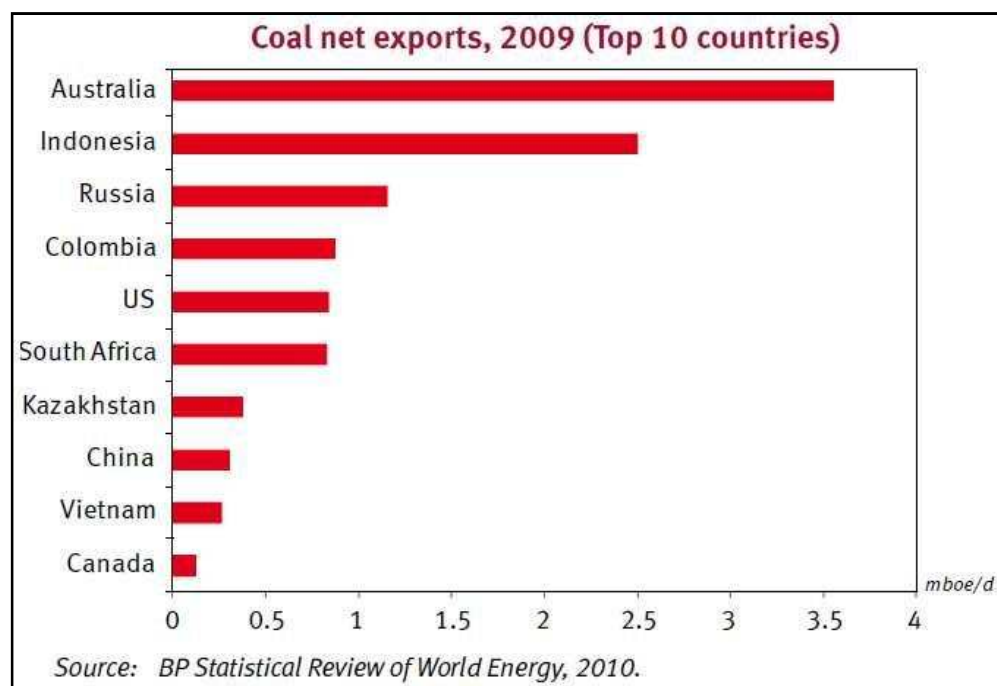


**Figure I.3:** Production et Consommation du charbon dans le monde.

<sup>1</sup> : L'avenir du charbon : <http://www.planete-energies.com/contenu/charbon/avenir.html> (mars 2010)



**Figure I.4:** Les dix premiers pays en demande du charbon dans le monde.



**Figure I.5:** Les dix premiers pays en exportation du charbon dans le monde.

#### I.2.1.1.4) Prix du charbon :

Le prix du charbon varie en fonction du type, de sa qualité, de sa région géographique et de la méthode d'extraction. Il est classé en quatre types (lignite, Subbitumineux, Bitumineux, anthracite), selon la teneur en carbone qu'ils contiennent et leur pouvoir calorifique. Plus ce dernier est important plus le charbon est cher.

En 2008, le prix moyen du marché ouvert du charbon dans les mines de production en US\$ par tonne était<sup>1</sup>:

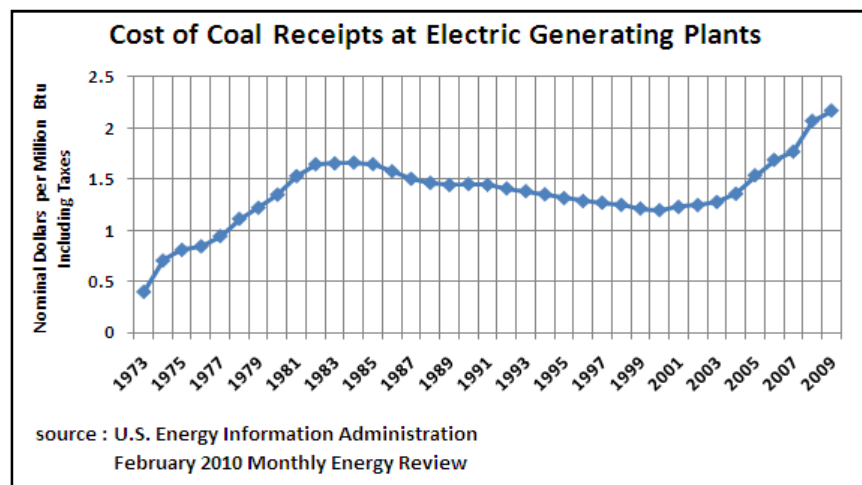
- ✓ Lignite: 16,50 US\$
- ✓ Charbon Subbitumineux: 12,31 US\$
- ✓ Charbon Bitumineux: 51,40 US\$
- ✓ Anthracite: 60,76 US\$

La moyenne des ventes de charbon à la mine, pendant cette année (2008), était 31,26 US\$ la tonne et le prix moyen livrées aux usines électriques publiques c'était 41,23 US\$ la tonne, ce qui signifie approximativement un coût de transport de 9,97 US\$ la tonne, soit 24% du prix total à la livraison.

En 2008, le prix rendu du charbon utilisé pour produire du coke était 118,09 US\$ la tonne, soit alors plus de deux fois plus que le prix du charbon livré aux centrales électriques.

En 2009, Le prix moyen du charbon livré au secteur de l'énergie électrique est estimé à 44.12 US\$ soit une augmentation de 7% par rapport à la moyenne des prix 2008.

En janvier 2011, les prix du charbon des pays exportateurs Australie, Afrique du sud et Europe étaient de 136,3 , 129,07 et 129,56 US\$/tonne, respectivement, en hausse de 6,4 US\$, 3,91 US\$ et 0,06 US\$ par rapport au mois de décembre 2010<sup>2</sup>.



**Figure I.6:** Le prix du charbon (1973-2009).

#### **I.2.1.1.5) Charbon et Environnement :**

Les lois environnementales et les technologies modernes ont grandement réduit l'impact sur l'environnement de la production et la consommation de charbon. En effet l'exploitation minière peut avoir un impact négatif sur les écosystèmes et la qualité des eaux et modifie les paysages et les vues

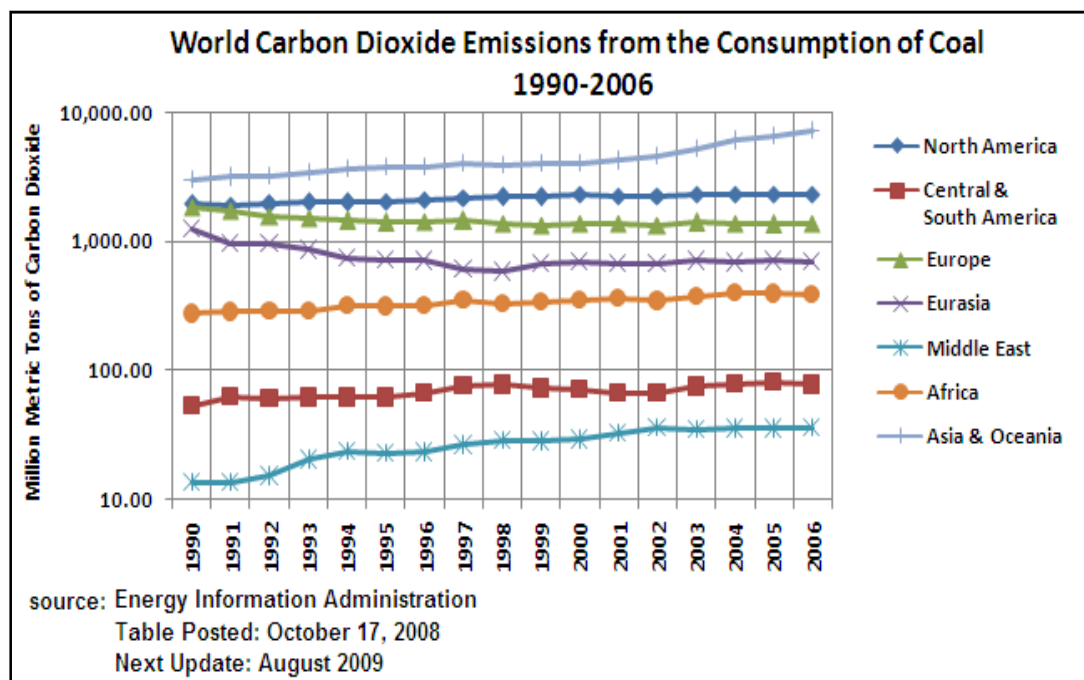
<sup>1</sup> : US Energy Information Administration : 2010 Statistics : <http://tonto.eia.doe.gov>

<sup>2</sup> : IAP Energy Focus N° 16, Janvier 2011 : <http://www.iap.dz>

panoramiques. Aujourd'hui, la restauration des terres endommagées par l'exploitation minière en surface est un élément important dans le processus de déminage. Parce que les activités minières sont souvent en contact avec les ressources en eau, les producteurs de charbon doivent également aller à de grands efforts pour prévenir les dommages au sol et les eaux de surface.

La combustion du charbon produit plusieurs types d'émissions qui nuisent à l'environnement. Les principales émissions associées à la consommation de charbon dans le secteur énergétique sont les suivantes:

- ✓ Dioxyde de soufre (SO<sub>2</sub>) : liée aux pluies acides et l'incidence accrue des maladies respiratoires.
- ✓ Oxydes d'azote (NO<sub>x</sub>) : liés à la formation de pluies acides et le smog photochimique.
- ✓ Le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) : qui représente les émissions primaires des gaz à effet de serre.
- ✓ Le mercure : liée à des dommages neurologiques et du développement à la fois chez les êtres humains et les animaux.



**Figure I.7:** Emissions CO<sub>2</sub> dues à l'utilisation du charbon (1990-2006).

Des pistes technologiques se développent rapidement, notamment aux Etats-Unis, où des programmes de recherche portent sur :

- ✓ Les moyens de réduction du soufre, les oxydes d'azote (NO<sub>x</sub>), et autres impuretés de charbon. Ils existent des moyens très efficaces pour le nettoyage du charbon après il soit miné. Les consommateurs de charbon ont évolué vers une plus grande utilisation du charbon à basse teneur en soufre.



- ✓ Les centrales électriques utilisent du matériel de combustion des gaz de combustion, appelé "épurateurs", pour nettoyer le soufre provenant de la fumée avant qu'elle ne quitte leurs cheminées.
- ✓ Les équipements destinés principalement à réduire le SO<sub>2</sub> (tels que les épurateurs), les NO<sub>x</sub> (tels que les convertisseurs catalytiques), et les particules (comme les dépoussiéreurs électrostatiques et des filtres à manche) sont également en mesure de réduire les émissions de mercure provenant de certains types de charbon.
- ✓ Les scientifiques travaillent aussi sur de nouvelles façons de réduire les émissions de mercure provenant de charbon des centrales électriques.
- ✓ La réutilisation et le recyclage peuvent aussi diminuer l'impact environnemental du charbon. Les terres qui étaient auparavant utilisées dans les mines de charbon peuvent être récupérées pour des usages tels que les aéroports, les décharges et terrains de golf. Les déchets peuvent aussi être capturés par les laveurs afin de produire des panneaux de gypse synthétique.
- ✓ la gazéification du charbon pour produire de l'hydrogène destiné aux piles à combustible.
- ✓ la capture et la séquestration du CO<sub>2</sub> qui, injecté dans des gisements de pétrole, permettra d'améliorer la récupération de hydrocarbures.

#### **I.2.1.1.6) Perspectives :**

Certains pays, les signataires du protocole de Kyoto, ont décidé de réduire leurs émissions des gaz à effet de serre. Ces pays ne devraient pas augmenter leur consommation de charbon, mais plutôt la réduire pour limiter leurs émissions de CO<sub>2</sub>. Pour les autres, en raison du renchérissement du prix de pétrole, il est probable que le charbon deviendra une source d'énergie meilleur marché, dans laquelle ils vont puiser encore davantage. La part du charbon dans la consommation d'énergie primaire (un tiers) devrait rester stable pendant encore une ou deux dizaines d'années, puis aller en s'accroissant. Certains problèmes de pollution liée au charbon peuvent être résolus en traitant les fumées de combustion, mais il reste toujours le difficile problème du CO<sub>2</sub>.

Bien que le charbon soit l'un des matériaux de production d'énergie les plus polluants il est encore largement utilisé, notamment aux Etats-Unis où il est la principale source d'électricité, avec une part de marché de 55%.

Enfin, l'avenir du charbon va dépendre des décisions politiques qui vont être prises dans les années à venir. Mais quoi qu'il arrive, le charbon va rester une source d'énergie majeure, au moins pendant toute la première moitié du XXI<sup>ème</sup> siècle.



## I.2.1.2) Le pétrole :

### I.2.1.2.1) Généralités :

Le pétrole brut provient de l'exploitation d'un puits, à l'issue des traitements de dessablage, de décantation de l'eau, et éventuellement de séparation de la phase gazeuse à pression et température ambiantes. Il se mesure en barils ou en m<sup>3</sup>.

On distingue trois grandes références du pétrole brut au niveau mondial<sup>1</sup> :

- ✓ **Brent**, pour l'Europe, la Méditerranée et l'Afrique.
- ✓ **WTI** (West Texas Intermediate), pour l'Amérique.
- ✓ **Dubaï Light** pour l'Asie.

Malgré une production limitée, le Brent sert de brut de référence au niveau mondial. Son prix détermine celui de 60 % des pétroles extraits dans le monde. Chaque région du monde produit une qualité de pétrole différente, généralement caractéristique d'un gisement.

### I.2.1.2.2) Réserves du pétrole :

Les réserves prouvées de gaz naturel, c'est-à-dire les réserves exploitables et rentables, sont un peu plus élevées que celles du pétrole : 43 ans pour le pétrole, 63 ans pour le gaz naturel, à condition de rester sur le même rythme de production et de consommation que celui de 2006<sup>2</sup>.



**Figure I.8:** Les réserves du pétrole brut dans le monde (fin de 2009).

<sup>1</sup> : Le pétrole brut : [www.wikipedia.com](http://www.wikipedia.com) (mars 2010)

<sup>2</sup> : Les réserves du gaz naturel : <http://www.vedura.fr/environnement/energie/reserves-gaz-naturel> (mars 2010)

**I.2.1.2.3) Production et Consommation du pétrole :**

OPEC La production de ses pays adhérents et la consommation du pétrole brut selon OPEC<sup>1</sup> sont représentées dans les tableaux suivants :

**Tableau I.2:** Production en pétrole brut pour les pays OPEC (million de baril/jour)

	<b>2008</b>	<b>NOV 2009</b>
<b>Algeria</b>	<b>1.382</b>	<b>1.287</b>
Angola	1.871	1.873
Ecuador	503	482
Iran, I.R.	3.892	3.742
Iraq	2.341	2.465
Kuwait	2.554	2.279
Libya, S.P.A.J.	1.718	1.548
Nigeria	1.947	1.940
Qatar	840	795
Saudi Arabia	9.113	8.120
UAE	2.557	2.228
Venezuela	2.487	2.317
<b>Total OPEC</b>	<b>31.206</b>	<b>29.077</b>
<b>OPEC excl. Iraq</b>	<b>28.865</b>	<b>26.612</b>

**Tableau I.3:** La demande mondiale en pétrole brut entre 2008 et 2010 (million de baril/jour)

	<b>2008</b>	<b>2009</b>	<b>2010</b>
North America	24.17	23.33	23.56
Western Europe	15.35	14.76	14.55
OECD Pacific	8.07	7.65	7.49
<b>Total OECD</b>	<b>47.59</b>	<b>45.73</b>	<b>45.61</b>
Other Asia	9.36	9.53	9.71
Latin America	5.80	5.83	5.91
Middle East	6.89	7.10	7.33
Africa	3.18	3.22	3.28
<b>Total DCs</b>	<b>25.25</b>	<b>25.68</b>	<b>26.23</b>
FSU	4.11	3.96	3.99
Other Europe	0.79	0.76	0.76
China	7.97	8.18	8.55
<b>Total "Other Regions"</b>	<b>12.87</b>	<b>12.90</b>	<b>13.3</b>
<b>Total world</b>	<b>85.70</b>	<b>84.31</b>	<b>85.13</b>
Previous estimate	85.71	84.31	85.07
Revision	0.00	0.00	0.07

**I.2.1.2.4) Prix du pétrole brut :**

Les prix du pétrole brut sont déterminés par l'offre et la demande sur le marché mondial. Sur le côté de la demande de l'équation, la croissance économique mondiale est le principal facteur. Des économies en pleine croissance ont besoin d'énergie, et le pétrole représente plus de 35% de la consommation totale d'énergie du monde.

Les changements saisonniers de la demande peuvent influencer sur le rapport offre / demande de pétrole, et donc le prix du marché. Toutes choses étant égales par ailleurs, les marchés du pétrole brut ont

<sup>1</sup> : Monthly Oil Market Report : December 2009 : [www.opec.org](http://www.opec.org)

tendance à être plus forte au quatrième trimestre de l'année (le quartier à forte demande sur une base globale, où la demande est stimulée à la fois par temps froid et par la constitution de stocks) et plus faible en fin d'hiver comme demande mondiale de pétrole diminue avec un temps plus chaud.

L'un des principaux facteurs de l'offre est l'Organisation des pays exportateurs de pétrole (OPEP), qui peuvent avoir une influence significative sur les prix en fixant des limites de production à ses membres, qui produisent ensemble plus de 40% du pétrole brut au monde. Les pays de l'OPEP ont en substance l'ensemble de la capacité mondiale de production pétrolière, et possèdent environ les deux tiers des réserves mondiales de pétrole brut estimées<sup>1</sup>.

Les prix de pétrole WTI et Brent ont dépassé en janvier 2011 le seuil de 100 US\$/bbl, atteint pour la dernière fois en 2008<sup>2</sup>.

Dans la figure I.8 une représentation instantanée pour le prix du pétrole en US\$/bbl et son évolution durant les cinq dernières années.



**Figure I.9:** Le prix du pétrole brut pour la journée du jeudi 04 mars 2010 à 19:47 et son évolution durant les cinq dernières années<sup>3</sup>.

#### I.2.1.2.5) Pétrole et Environnement :

Les produits du pétrole ou bien les produits pétroliers, nous aide à faire beaucoup de choses. Nous les utilisons pour alimenter nos avions, voitures et camions, pour chauffer nos maisons et pour fabriquer des produits comme les médicaments et les plastiques, mais malheureusement leur utilisation peut nuire à l'environnement par la pollution de l'air et/ou de l'eau.

Lorsqu'ils sont utilisés comme combustible, leur combustion dégage les émissions suivantes:

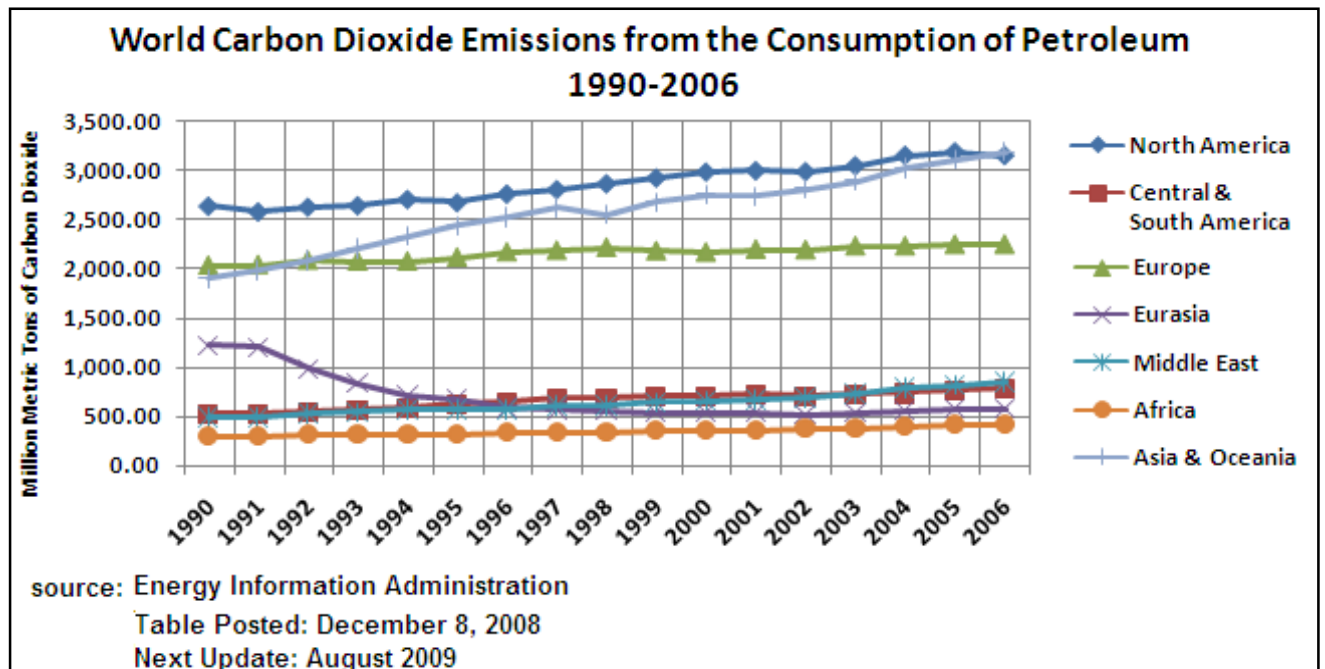
- ✓ Le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) : C'est un gaz à effet de serre.
- ✓ Le monoxyde de carbone (CO).

<sup>1</sup> : US Energy Information Administration : 2010 Statistics : <http://tonto.eia.doe.gov>

<sup>2</sup> : IAP Energy Focus N° 16, Janvier 2011 : <http://www.iap.dz>

<sup>3</sup> : <http://oil-price.net> (mars 2010)

- ✓ Dioxyde de soufre (SO<sub>2</sub>) : Des pluies acides, qui sont nuisibles aux végétaux et aux animaux qui vivent dans l'eau, et de son aggravation ou les causes des maladies respiratoires et les maladies cardiaques, en particulier chez les enfants et les personnes âgées.
- ✓ Oxydes d'azote (NO<sub>x</sub>) et les composés organiques volatils (COV) : Contribuent à la troposphérique de l'ozone qui irrite et dommage les poumons.
- ✓ Les matières particulaires (PM) : Contribue à l'asthme et la bronchite chronique, surtout chez les enfants et les personnes âgées. Possibilité de provoquer l'emphysème et le cancer du poumon.
- ✓ Le plomb et les polluants atmosphériques divers tels que le benzène, 1,3-Butadiène le formaldéhyde, l'acétaldéhyde peuvent être émis : Le plomb peut avoir des répercussions graves sur la santé, en particulier pour les enfants, et les substances toxiques de l'air sont des cancérigènes connus ou probables.



**Figure I.10:** Emissions CO<sub>2</sub> dues à l'utilisation du Pétrole Brut (1990-2006).

#### I.2.1.2.6) Perspectives :

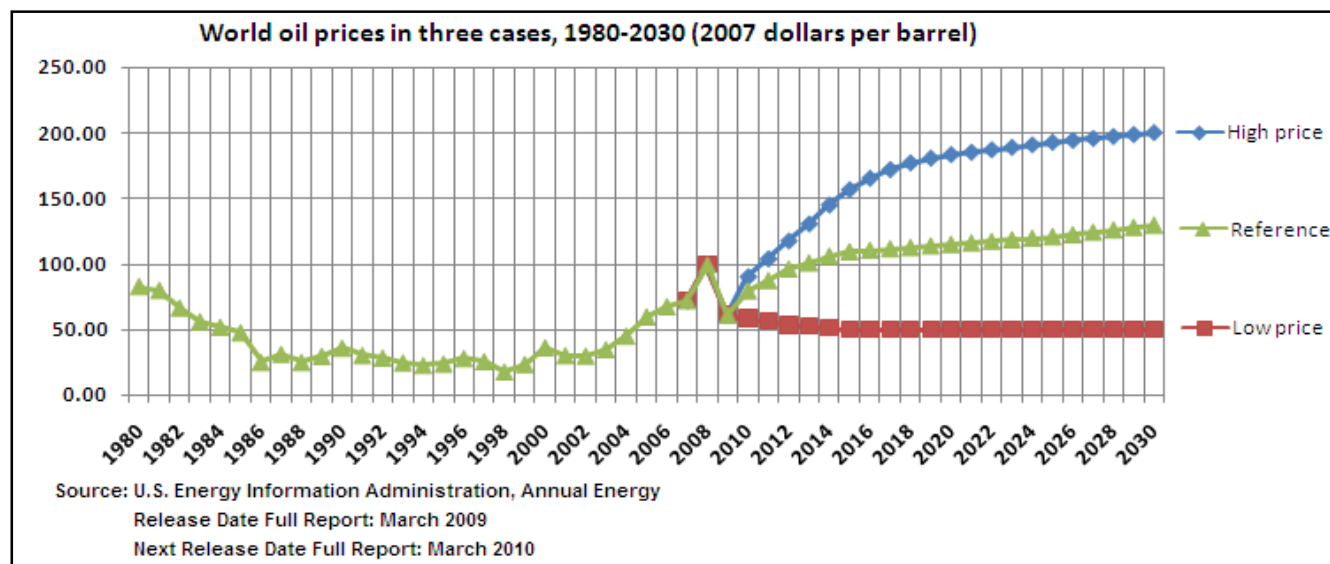
La demande croissante d'énergie - en particulier en Chine, en Inde, et d'autres pays en développement - et les efforts déployés par de nombreux pays pour limiter l'accès aux ressources pétrolières dans leurs territoires qui sont relativement faciles à développer, devraient se traduire par une hausse des prix du pétrole à long terme. Cependant, les prévisions du prix du pétrole sont très incertaines, et l'EIA estime, dans ses perspectives à long terme, l'implication d'un large éventail de scénarios<sup>1</sup>.

<sup>1</sup> : US Energy Information Administration : 2010 Statistics : <http://tonto.eia.doe.gov>

Le tableau I.4 donne la demande en pétrole brut pour des prévisions à long terme (million de baril/jour)<sup>1</sup>:

**Tableau I.4:** Demande en Pétrole Brut par régions, perspectives : 2015, 2020, 2025 et 2030

	2008	2010	2015	2020	2025	2030
North America	24.3	23.4	23.6	23.4	23.1	22.8
Western Europe	15.2	14.6	14.5	14.3	14.1	13.8
OECD Pacific	8.0	7.5	7.4	7.2	7.0	6.8
<b>OECD</b>	<b>47.5</b>	<b>45.5</b>	<b>45.5</b>	<b>45.0</b>	<b>44.3</b>	<b>43.4</b>
Latin America	4.8	4.8	5.2	5.6	5.9	6.2
Middle East & Africa	3.2	3.3	3.7	4.2	4.7	5.2
South Asia	3.5	3.5	4.4	5.5	6.7	8.2
Southeast Asia	5.8	5.9	6.6	7.4	8.2	9.0
China	8.0	8.3	10.4	12.3	14.1	15.9
OPEC	7.7	8.2	9.0	9.8	10.6	11.5
<b>DCs</b>	<b>33.0</b>	<b>34.0</b>	<b>39.3</b>	<b>44.8</b>	<b>50.2</b>	<b>56.1</b>
Russia	3.1	3.2	3.3	3.5	3.6	3.7
Other transition economies	2.0	1.9	2.1	2.2	2.3	2.4
<b>Transition economies</b>	<b>5.1</b>	<b>5.1</b>	<b>5.4</b>	<b>5.7</b>	<b>5.9</b>	<b>6.1</b>
<b>WORLD</b>	<b>85.6</b>	<b>84.6</b>	<b>90.2</b>	<b>95.4</b>	<b>100.4</b>	<b>105.6</b>



**Figure I.11:** Variation des prix du Pétrole Brut (Historique 1980-2008 et perspectives 2030).

<sup>1</sup> : World Oil Outlook 2009 : [www.opec.org](http://www.opec.org)

### **I.2.1.3) Le gaz naturel :**

#### **I.2.1.3.1) Généralités :**

Le gaz naturel est considéré comme le plus propre et le plus efficace des trois principaux combustibles fossiles (charbon, pétrole brut et gaz naturel). Sa combustion émet environ 50% seulement du dioxyde de carbone d'un montant équivalent de charbon brûlé. Sur la base de ceci avec son abondance, le gaz naturel est devenu ces dernières années de plus en plus attrayant en tant que source d'hydrocarbures pour l'énergie d'économies développées et émergentes dans le monde.

#### **I.2.1.3.2) Réserves du gaz naturel:**

Le gaz naturel est une ressource fossile non renouvelable dont les réserves sont très concentrées dans certaines zones géographiques. Le monde a d'abondantes réserves de gaz naturel: environ 175 billions de mètres cubes (un équivalent de pétrole d'au moins 1 000 milliards de barils). Les 2/3 de ces réserves, dont la durée de vie au rythme de consommation actuel est de 65 ans, sont essentiellement concentrées en Russie et au Moyen-Orient (Iran et Qatar). Grâce à la découverte de nouveaux champs (notamment dans la zone Asie/Océanie) et à la réévaluation des champs existants en dehors de l'Europe, les réserves mondiales ont augmenté de 15 % depuis 2000<sup>1</sup>.

La CEI bénéficie d'une situation plus avantageuse dans le cas du gaz, avec 32 % des réserves gazières contre seulement 10,2 % des réserves de pétrole. Dans le cas des pays OCDE, la situation n'est guère différente dans un cas comme dans l'autre, avec 10 % des réserves de gaz et 7 % des réserves pétrolières<sup>1</sup>.

En 2006 le gaz naturel a représenté 21.2 % de la consommation mondiale d'énergie. Ses réserves sont abondantes et représentent environ 65 ans de consommation contre une quarantaine pour le pétrole. Chaque année on trouve plus de gaz que l'on en consomme les réserves mondiales prouvées sont estimées à 180 000 milliards de m<sup>3</sup>, alors qu'elles n'étaient que de 150 000 en 1996<sup>2</sup>. De nouveaux gisements pourraient être découverts, mais n'excèderaient pas une petite centaine d'année de consommation selon les experts<sup>3</sup>.

En Europe, les réserves ont chuté de 20 %, essentiellement à la suite de l'épuisement rapide des réserves britanniques en Mer du Nord<sup>1</sup>.

Les réserves en mer s'élèvent actuellement à 70 Tm<sup>3</sup>, soit 39% des réserves prouvées mondiales. L'évolution dans le temps de cette part est croissante, en effet, elle était de 26 % en 1995, année où les réserves offshore s'élevaient à 39 Tm<sup>3</sup>. Les réserves de gaz offshore sont localisées pour près des 2/3 au Moyen-Orient. Dans cette région, plus de la moitié des réserves en mer sont situées dans les

---

<sup>1</sup> : Armelle Sanière ; Réserves de gaz, découvertes, production ; IFP-Panorama 2006 : <http://www.ifp.fr>

<sup>2</sup> : Réserves du gaz naturel : [http://www.gaz-nature.fr/reserves\\_assurees.php](http://www.gaz-nature.fr/reserves_assurees.php) (mars 2010)

<sup>3</sup> : Le gaz naturel : <http://www.vedura.fr/environnement/energie/reserves-gaz-naturel> (mars 2010)



gisements géants de North Field (Qatar) et South Pars (Iran). La deuxième zone, en ce qui concerne les réserves de gaz offshore, est l'Asie/Océanie qui en possède 16 %. C'est dans cette région que sont localisées 43% des réserves de gaz offshore découvertes ces cinq dernières années. La CEI et plus particulièrement la zone de la mer Caspienne ainsi que l'Afrique représentent chacune 13 % des découvertes de gaz offshore faites entre 2000 et 2004. Par ailleurs les découvertes du gaz offshore gagnent de l'importance. Neuf des quinze plus gros champs découverts entre 2000 et 2004 l'ont été en mer et ils représentent 64% des réserves mises à jour sur la période, et leur production devrait augmenter d'environ 50 % d'ici à 2020.

Il est estimé que 30 à 35 % des réserves de gaz sont localisées dans des gisements de très petite taille, à terre ou en mer et très éloignés des zones de consommation : c'est ce que l'on appelle les « *stranded gas* ». Aucune solution n'est réellement disponible actuellement pour les valoriser, mais des efforts de recherche sont menés dans les domaines suivants :

- ✓ production sur barge de GNL pour valoriser les gisements offshore.
- ✓ transformation chimique du gaz par les voies GTL. Des baisses de coût sont annoncées qui devraient permettre à cette technologie de devenir une alternative réaliste. Des applications sur barge sont également à l'étude.
- ✓ réduction du coût de transport par gazoduc, à terre ou en mer.
- ✓ recherche de voies nouvelles de transport telles que le transport de gaz comprimé par tankers

### **Les ressources non-conventionnelles :**

Au-delà des ressources conventionnelles, un large potentiel en gaz non-conventionnels existe : gaz de charbon, réservoirs gréseux à faible perméabilité (*tight gas sands*), gaz de schiste et hydrates de méthane. Ils représentent des volumes estimés de ressources en gaz considérables, mais restent aujourd'hui encore relativement peu exploités.

- ✓ Le gaz de charbon ou « coalbed methane » : Le gaz de charbon ou *coalbed methane* (CBM) désigne le méthane contenu dans les couches de charbon. Il est généré pendant la phase d'enfouissement de la matière organique qui donnera le charbon et reste ensuite emprisonné dans les couches qui lui ont donné naissance : il est adsorbé sur les particules charbonneuses. Des quantités très importantes de méthane se retrouvent piégées avec, pour un même volume de roche, une concentration 6 à 7 fois plus importante que dans les gisements de gaz conventionnel.

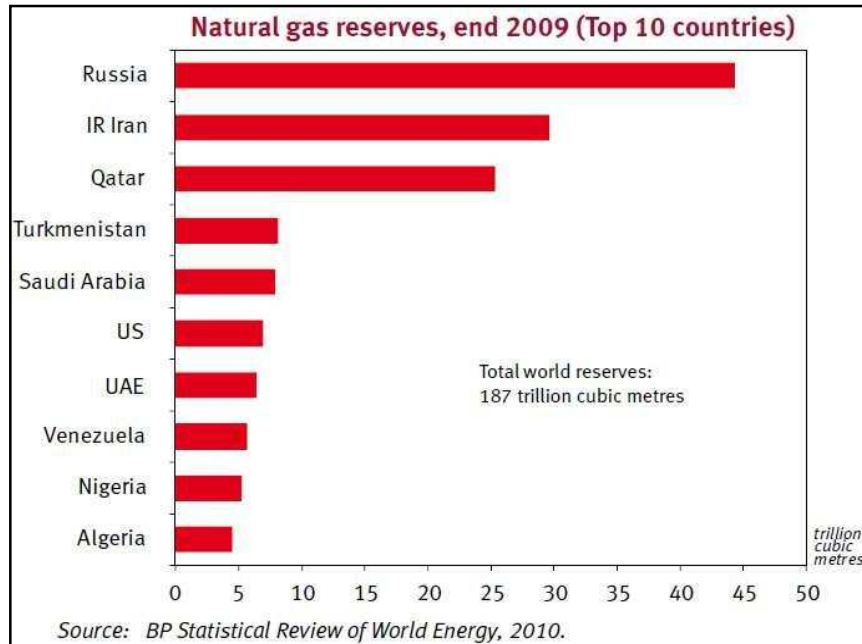
Les ressources de méthane ainsi piégées au niveau mondial sont estimées entre 100 et 260 Tm<sup>3</sup>. L'exploitation des CBM génère d'énormes quantités d'eau qu'il faut traiter, inconvénient majeur qui freine fortement le développement de cette activité.

- ✓ Les réservoirs gréseux à faible perméabilité ou « tight gas sands » : Il n'existe pas de définition formalisée pour les « *tight gas sands* » et l'utilisation du terme varie considérablement d'un auteur à l'autre. Un consensus semble toutefois se dégager pour dire que les *tight gas* sont situés dans des réservoirs gréseux dont la perméabilité est inférieure à 0,1 millidarcy. Ceci signifie que le gaz se déplace très difficilement dans la formation et que sa production par techniques classiques n'est pas économique. La récupération du gaz nécessite donc des technologies particulières et notamment la fracturation ou l'acidification de la formation, qui permettent d'augmenter la porosité du réservoir et facilitent la mobilité du gaz. Ces techniques nécessitent une densité de puits particulièrement élevée et sont donc assez coûteuses.  
Les ressources de gaz contenues dans de tels réservoirs sont mal connues à l'échelle mondiale. Des estimations ont été faites par les plus gros pays producteurs à savoir les États-Unis et le Canada. Le National Energy Board canadien estime que le Canada pourrait contenir entre 2,5 et 42 Tm<sup>3</sup> de gaz dans les réservoirs peu perméables. Aux États-Unis, l'Energy Information Administration a estimé les ressources de « *tight gas sands* » à environ 400 Tm<sup>3</sup> dont 7 Tm<sup>3</sup> techniquement récupérables, soit plus que les réserves de gaz conventionnel du pays.
- ✓ Le gaz de schistes : Les schistes sont des roches particulièrement peu perméables dans lesquels le gaz est stocké sous deux formes : gaz libre dans les pores ou dans les fractures de la roche et gaz adsorbé sur les particules organiques (comme pour le CBM). Dans les gaz de schistes, comme dans les *coalbed methane*, le schiste est à la fois roche mère, roche réservoir et piège pour le méthane formé.  
Ces formations sont surtout étudiées aux États-Unis où les ressources en gaz contenues dans les schistes sont évaluées entre 14 et 17 Tm<sup>3</sup>. Au Canada, les estimations font mention de 28 Tm<sup>3</sup>. La production de ces gaz nécessite, comme pour le CBM ou les *tight gas sands*, de fracturer la roche afin d'en augmenter la perméabilité. Aux USA, environ 35 000 puits produisent 17 Gm<sup>3</sup>/an de gaz de schistes.
- ✓ Les hydrates de méthane : L'hydrate de méthane est une substance cristalline composée de molécules d'eau organisées en cages qui piègent les molécules de méthane dans des concentrations très élevées. À titre indicatif, un mètre cube d'hydrate de gaz contiendrait 160 à 180 m<sup>3</sup> de gaz dans des conditions standards de température et pression.  
Les estimations des ressources de méthane contenues dans les hydrates vont de 13 000 à 24 000 Tm<sup>3</sup>, soit 70 à 130 fois les réserves prouvées de gaz naturel conventionnel. La part de ces ressources susceptibles d'être exploitées à terme dans des conditions économiquement acceptables reste néanmoins difficile à estimer et fait encore l'objet de controverses.

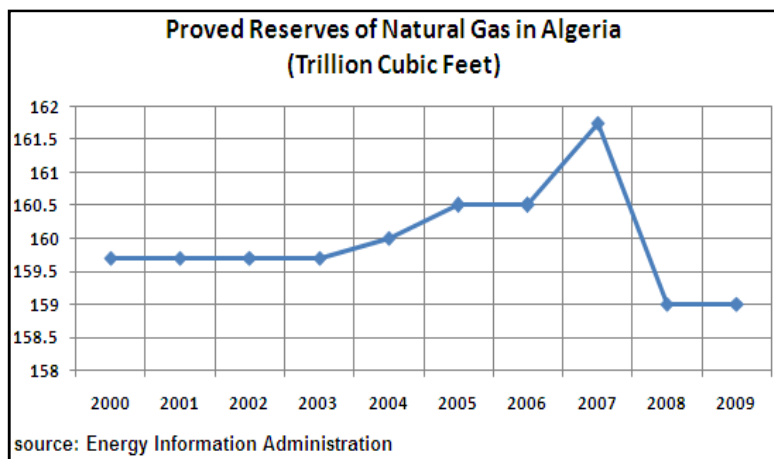




**Figure I.12:** Les réserves du gaz naturel dans le monde (fin de 2009).



**Figure I.13:** Les dix pays top en réserves du gaz naturel.



**Figure I.14:** Evolution des réserves du gaz naturel en Algérie.

**Tableau I.5:** Ressources et productions du gaz naturel dans le monde

Type de gaz	Ressources (Tm <sup>3</sup> )	Production (Gm <sup>3</sup> /an)
Conventionnel	180 (réserves)	2 587*
Coalbed Methane	100 à 260	≈ 50
Tight gas	402 à 442 min**	100 à 150
Gaz de schistes	42 à 45 min**	17
Hydrates	13 000 à 24 000	ε

\* : Ce chiffre résulte de la production mondiale de gaz telle qu'elle est comptabilisée dans les statistiques, soit 2 777 Gm<sup>3</sup>, à laquelle a été enlevée la production de gaz non-conventionnels en 2004, soit environ 190 Gm<sup>3</sup>.  
 \*\* : min, valeurs considérées comme minimum.

### I.2.1.3.3) Production et Consommation du gaz naturel :

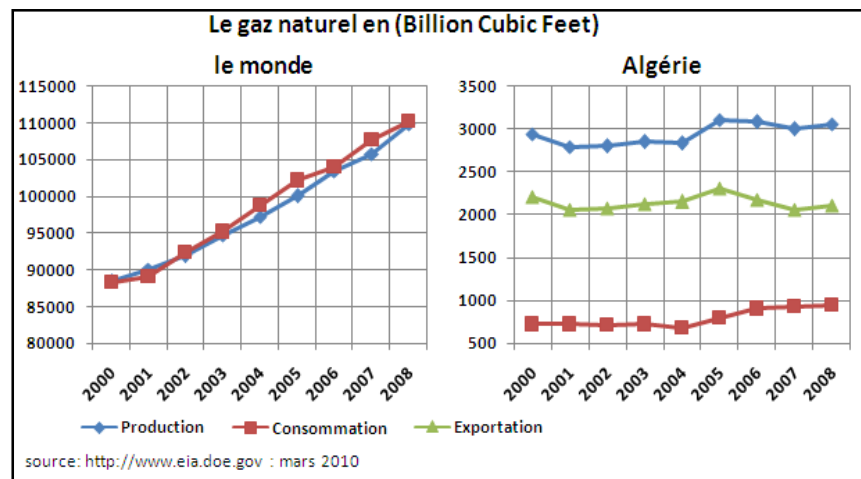
L'état de marché du gaz naturel dans le monde se résume en<sup>1</sup> :

- ✓ Une Europe très dépendante de l'importation du gaz naturel : L'Europe regroupe 25 pays qui consomment 471 Gm<sup>3</sup>, soit 17 % du marché mondial. Mais elle importe plus de la moitié de sa consommation, qui progresse de 3 % par an. Ses principaux fournisseurs sont la Russie, la Norvège et l'Algérie, puis le Nigeria, le Qatar et l'Égypte. Le 1/4 du gaz consommé dans l'Union Européenne provient de Russie. En 2020, l'Union Européenne ne produira qu'1/3 de ses besoins et dès 2030, elle sera dépendante à plus de 80 % de l'importation.  
 Les différents pays de l'Union Européenne offrent des degrés d'autonomie variables : tandis que les Pays-Bas sont autosuffisants pour de nombreuses années et que le Royaume-Uni (1<sup>er</sup> producteur européen) est devenu importateur, les grands pays européens consommateurs de gaz comme l'Allemagne, l'Italie, la France ou l'Espagne montrent un fort taux de dépendance.
- ✓ Les États-Unis : Les États-Unis, premiers consommateurs mondiaux, couvrent 84 % de leurs besoins avec leur production locale, le reste étant principalement importé du Canada. Le gaz canadien est livré par pipeline tandis que Trinité et Tobago approvisionnent le pays en GNL par méthanier. Avec seulement 10 ans de réserves prouvées et une production qui stagne, les

<sup>1</sup> : Armelle Sanière ; Réserves de gaz, découvertes, production ; IFP-Panorama 2006 : <http://www.ifp.fr>

États-Unis se tournent désormais vers de nouveaux fournisseurs d'Asie, de la CEI ou du Moyen Orient pour rééquilibrer leur marché. Gros importateurs de gaz, les États Unis ont également exploité des ressources de gaz non conventionnels dès les années 80.

- ✓ La Chine et l'Inde : Dans la région Asie-Pacifique la demande en gaz croît de plus de 6 % par an. La demande est particulièrement forte en Chine et en Inde et devrait aller en s'accroissant. Malgré des réserves significatives et d'importants investissements pour les développer (construction en Chine du gazoduc ouest-est permettant l'acheminement vers les provinces de l'est des réserves du bassin de Tarim), ces deux pays doivent néanmoins renforcer leurs importations, surtout sous forme de GNL.
- ✓ Le Moyen-Orient : La mise en service du projet Dolphin a permis, depuis 2007, l'acheminement de quantités importantes de gaz du Qatar (jusqu'à 20109 m<sup>3</sup>/an) jusqu'aux Émirats arabes unis. D'autres conduites sont envisagées entre les pays dans la région.



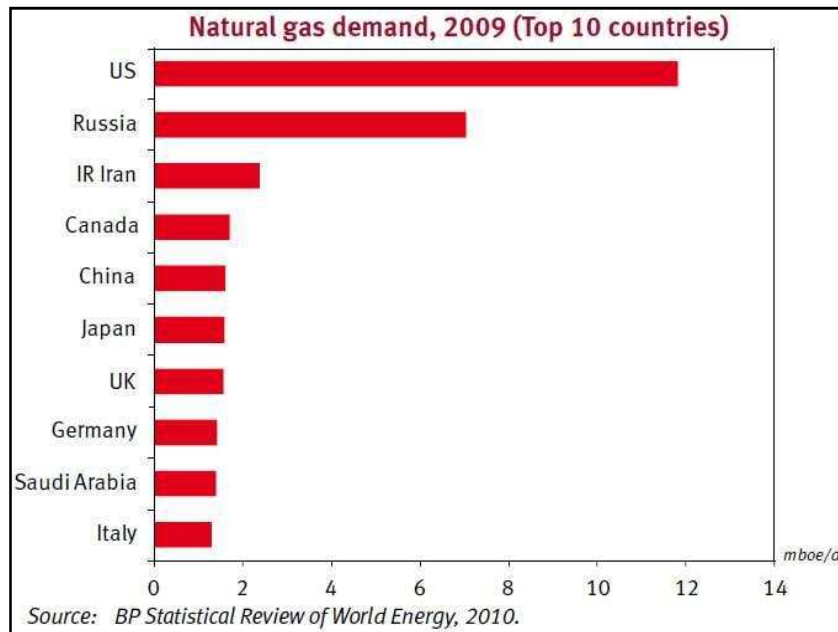
**Figure I.15:** Production, Consommation et Exportation du gaz naturel dans le monde.

En chiffres cette situation peut être résumée en<sup>1</sup> :

- ✓ **Trois** pays détiennent plus de 50 % des réserves mondiales : La Russie (27 %), l'Iran (15 %) et le Qatar (14 %).
- ✓ **Cinq** pays produisent plus de 50 % du gaz : La Russie (22%), suivie par les États-Unis (19 %), le Canada (6,7 %), le Royaume-Uni (3,2 %) et l'Algérie (3,2 %).
- ✓ **Quatre** pays assurent plus de 50 % des exportations : La Russie (23 %), le Canada (11 %), la Norvège (9 %) et l'Algérie (7 %).
- ✓ **Six** pays consomment 50 % du total mondial : Les États-Unis (23 %), la Russie (15 %) suivis de loin par le Royaume-Uni, le Canada, l'Allemagne et l'Iran avec un peu plus de 3 % chacun.

<sup>1</sup> : Armelle Sanière ; Réserves de gaz, découvertes, production ; IFP-Panorama 2006 : <http://www.ifp.fr>

- ✓ Six pays totalisent plus de 50 % des importations : Les États-Unis (11 %), l'Allemagne (9 %), le Japon (9 %), l'Italie (9 %), l'Ukraine (6 %) et la France (6 %).



**Figure I.16:** Les dix pays top en réserves du gaz naturel.

#### I.2.1.3.4) Prix du gaz naturel :

Le prix du gaz naturel est directement lié à celui du pétrole et on entend souvent le terme indexation du prix. En effet, nombreuses sont les voix qui s'élèvent actuellement contre l'indexation du prix du gaz naturel sur celui du pétrole. La justification de l'indexation du prix du gaz sur celui du pétrole est essentiellement historique, car à l'époque de son introduction en Europe, le gaz naturel, nous dit-on, était en sérieuse concurrence avec le mazout. Et ce serait pour favoriser le gaz naturel que l'indexation du prix du gaz sur celui du pétrole s'est imposée aux acteurs. Indexation rendue nécessaire par le fait que les contrats de livraison de gaz étant des contrats de longues durées (20 à 30 ans) avec clause de "Take or Pay", les acteurs avaient besoin d'une certaine garantie ou d'une visibilité quant à l'évolution future du prix du gaz.



**Figure I.17:** Le prix du gaz naturel pour la journée du jeudi 04 mars 2010 à 19:47 et son évolution durant les cinq dernières années<sup>1</sup>.

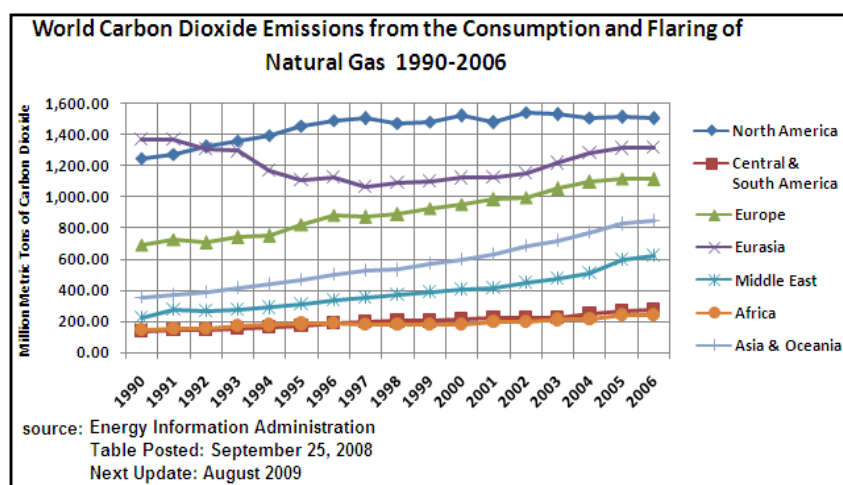
<sup>1</sup> : <http://oil-price.net> (mars 2010)

### I.2.1.3.5) Gaz naturel et Environnement :

L'utilisation du gaz naturel contribue à la pollution atmosphérique. Le gaz naturel brûle plus proprement que les autres combustibles fossiles. Il a moins d'émissions de soufre, de carbone et d'azote que le charbon ou le pétrole, et quand il est brûlé, il ne laisse presque pas de particules de cendres. Étant un combustible plus propre, est l'une des raisons que l'utilisation du gaz naturel, en particulier pour la production d'électricité, a tellement grandi. Cependant, comme avec d'autres combustibles fossiles, la combustion du gaz naturel produit du dioxyde de carbone qui est un gaz à effet de serre.

Le gaz naturel affecte aussi l'environnement lors de sa production, son stockage et son transport. Comme il est essentiellement composé de méthane (un autre gaz à effet de serre), de petites quantités de méthane peuvent parfois être libérés dans l'atmosphère à partir des puits, des réservoirs de stockage et des pipelines. L'industrie du gaz naturel s'emploie à prévenir tout méthane de s'échapper.

L'exploration et le forage du gaz naturel ont un certain impact sur les terres et les habitats. Mais les nouvelles technologies ont considérablement réduit le nombre et la taille des zones perturbées par des forages, parfois appelée «empreintes». De plus, l'utilisation du forage directionnel horizontal a permis d'exploiter des zones beaucoup plus grandes à travers un seul puits par rapport au passé<sup>1</sup>.



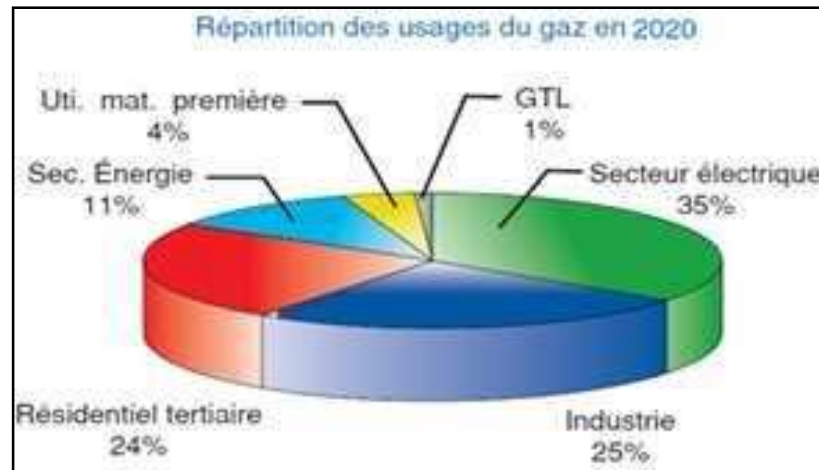
**Figure I.18:** Emissions CO<sub>2</sub> dues à l'utilisation du gaz naturel (1990-2006).

### I.2.1.3.6) Perspectives :

Les prévisions de demande les plus récentes sont en baisse par rapport à celles établies à la fin des années 1990 le développement des énergies renouvelables et l'augmentation prévue du prix du gaz sur les différents marchés régionaux ont en effet tendance à freiner la demande. L'Agence Internationale de l'Énergie table désormais sur une progression de 1,8 % seulement de la consommation d'ici à 2030.

<sup>1</sup> : US Energy Information Administration : <http://tonto.eia.doe.gov> (mars 2010)

Le gaz maintiendrait ainsi sa part de marché (22 %) mais ne rejoindrait pas le charbon comme envisagé un temps (30%)<sup>1</sup>.



**Figure I.19:** Perspectives sur le gaz naturel.

#### I.2.1.4) L'uranium (énergie nucléaire) :

##### I.2.1.4.1) Généralités :

L'industrie de l'uranium est la dernière née des industries minières, dans le monde<sup>2</sup>. Les années 50 se sont ouvertes sur la fascination du nucléaire. A l'époque, son avenir ne se limitait pas à la production d'électricité. Il servirait à la propulsion des avions, des navires, des sous-marins et des locomotives<sup>3</sup>.

Aujourd'hui la capacité totale des installations nucléaires, dans le monde entier, est environ 370 gigawatt qui couvre presque 15% de la demande mondiale en électricité (25% pour 16 pays). Dans 30 pays, 436 réacteurs nucléaires sont opérationnels<sup>4</sup>.

##### I.2.1.4.2) Réserves d'uranium:

L'uranium est une ressource non renouvelable, pas toujours facilement exploitable dans des conditions économiques acceptables. Il est répandu dans les profondeurs du globe et il est également présent dans toute l'écorce terrestre, surtout dans les terrains granitiques et sédimentaires, à des teneurs d'environ 3 g/tonne. Ainsi, le sous-sol d'un jardin sur un carré de 20 m de côté peut-il en contenir, sur une profondeur de 10 m, environ 24 kg. Ce qui fait de l'ordre du millier de milliards de tonnes rien que pour l'écorce terrestre, sans compter le manteau. L'immense majorité de cette masse étant bien sûr inexploitable.

<sup>1</sup> : Armelle Sanière ; Réserves de gaz, découvertes, production ; IFP-Panorama 2006 : <http://www.ifp.fr>

<sup>2</sup> : <http://www.geopolis-fr.com/doss.htm> (mars 2010)

<sup>3</sup> : <http://home.nordnet.fr/~ccandaes/energie.htm#Le%20Nucléaire> (mars 2010)

<sup>4</sup> : World Oil Outlook 2009 : [www.opec.org](http://www.opec.org)



L'eau de mer contient environ 3 mg d'uranium par m<sup>3</sup> selon le CEA et la COGEMA<sup>1</sup>, soit 4,5 milliards de tonnes d'uranium dissout dans les océans, ce qui correspond à près de 60 000 ans de la consommation actuelle.

Les eaux douces en contiennent souvent aussi en diverses concentrations ; dont par exemple le Rhône qui en charrie environ 29 t/an, provenant essentiellement du ruissellement des roches uranifères des Alpes. Pourtant, en extraire de l'eau ne serait pas énergétiquement rentable<sup>2</sup>.

Réserves mondiales prouvées d'uranium: 2.643.300 tonnes (Source : Observatoire de l'énergie d'après AIEA/OCDE 2006).

#### I.2.1.4.3) Production et Consommation de l'uranium:

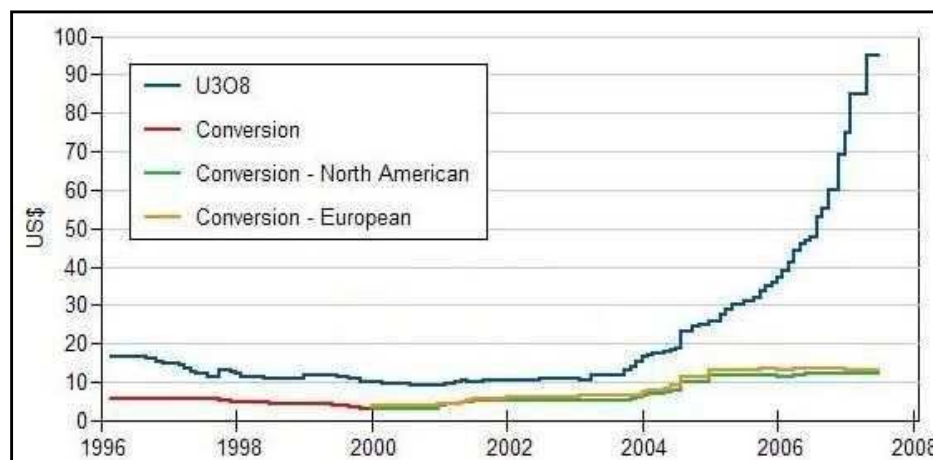
La consommation mondiale actuelle annuelle: 56.250 tonne<sup>2</sup>.

L'Algérie possède deux réacteurs de recherche, l'un de 3, l'autre de 15 MW ; elle envisage d'acquérir la technologie du nucléaire civil auprès de la France<sup>1</sup>.

Il faut savoir que la production d'uranium est extrêmement concentrée, bien plus que le pétrole. Actuellement, 16 pays exploitent l'uranium et le 80% de la production se concentre dans six de ces pays (Russie, Niger, Namibie, Kazakhstan, Australie et Canada). De ce fait, le chantage à l'uranium est incomparablement plus facile que celui au pétrole, car très peu de pays sont producteurs. Cela rend l'industrie nucléaire très vulnérable<sup>2</sup>.

#### I.2.1.4.4) Prix de l'uranium:

Depuis 2001, le prix de l'uranium a été multiplié par 10, passant de 7 dollars la livre à plus de 75 dollars en 2007. Cette augmentation massive du prix de l'uranium montre bien l'incertitude qui règne autour de sa production. Le pic historique du prix de la livre d'uranium se situait autour de 43 dollars vers la fin des années 70 en raison de la conjonction de la demande militaire et de l'essor du nucléaire civil<sup>2</sup>.



**Figure I.20:** Prix de l'uranium (en dollar par livre d'oxyde d'uranium U<sub>3</sub>O<sub>8</sub>).

<sup>1</sup> : L'uranium: [www.wikipedia.com](http://www.wikipedia.com) (mars 2010)

<sup>2</sup> : Isabelle Chevalley et Pierre Bonnard, Cours Uranium ; *Science & Vie* n°1092, septembre 2008.

#### **I.2.1.4.5) Uranium et Environnement :**

La production électro-nucléaire émet, selon un rapport de l'Agence pour l'énergie nucléaire de l'OCDE, très peu de gaz à effet de serre (GES) par rapport à la production d'énergie fossile, et en moyenne un peu moins que les énergies renouvelables .

Dans le monde, l'utilisation de centrales nucléaires permet d'abaisser de plus de 8 % les émissions de GES du secteur énergétique (17 % pour la seule électricité), par rapport à l'utilisation de centrales thermiques à flamme.

Pour les seuls pays de l'OCDE, l'économie réalisée représente près de 1,2 gigatonnes (milliards de tonnes) de CO<sub>2</sub> ou environ 10 % des émissions totales de CO<sub>2</sub> imputables à la consommation d'énergie (les objectifs du protocole de Kyoto sont une réduction de 0,7 gigatonnes entre 1990 et 2008-2012). Ainsi, le développement de l'énergie nucléaire permettrait de participer à la réduction des émissions de GES. Selon un calcul théorique, remplacer toute la production actuelle d'énergie d'origine fossile par une production nucléaire dans les zones où cela serait raisonnablement envisageable permettrait une économie annuelle de 6,2 gigatonnes CO<sub>2</sub> environ, soit 25 % à 30 % des émissions humaines de CO<sub>2</sub> fossile (la stabilisation du climat requiert, au niveau mondial, une réduction de l'ordre de 50 % des émissions de gaz à effet de serre entre 1990 et 2050). Cependant, cela représenterait un développement considérable de la filière, y compris dans de nombreux pays ne disposant pas aujourd'hui de centrales nucléaires. Le nucléaire ne peut donc être qu'un élément de la réponse au changement climatique, mais non la réponse unique<sup>1</sup>.

#### **I.2.1.4.6) Perspectives :**

En septembre 2009, on compte 53 réacteurs nucléaires en construction dans le monde<sup>1</sup>.

Les gisements que l'on découvre aujourd'hui sont presque tous plus pauvres en uranium que ceux déjà exploités. De plus, un gisement n'est jamais exploité en totalité, par manque de rentabilité, même à un prix élevé de l'uranium, ou du fait d'un risque financier trop élevé. Cependant, vu qu'au prix actuel le combustible ne pèse que 5 à 10% des coûts d'une centrale, la principale limitation provient de la nature du gisement et des obstacles techniques à son exploitation, quel qu'en soit le coût. Le manque d'uranium limitera ainsi peu à peu l'utilisation d'une partie des centrales nucléaires entre 2015 et 2025. Puis la production d'uranium diminuera et, avec elle, la production d'électricité nucléaire. De quoi se faire du souci pour les nouvelles centrales à amortir en quarante ans au moins<sup>2</sup>.

En fin, avec cette pénurie d'uranium dès 2015 et une production mondiale d'uranium en déclin à partir de 2025, le prix de l'uranium ne pourra qu'augmenter de façon considérable. Un prix supérieur à

---

<sup>1</sup> : L'uranium: [www.wikipedia.com](http://www.wikipedia.com) (mars 2010)

<sup>2</sup> : Isabelle Chevalley et Pierre Bonnard, Cours Uranium ; *Science & Vie* n°1092, septembre 2008.



200\$/lb dans les prochaines années est non seulement réaliste mais sans doute sous-estimé en regard de la réalité des prix sur la période 2010-2020 et au-delà.

## **I.2.2) Sources renouvelables :**

### **I.2.2.1) Généralités :**

Dans les années 1970, la pénurie du pétrole a poussé le développement de sources d'énergie alternatives. Dans les années 1990, la pression vient d'une préoccupation nouvelle pour l'environnement en réponse à des études scientifiques faisant état d'éventuels changements dans le climat mondial si l'utilisation de combustibles fossiles continue à augmenter.

Contrairement aux combustibles fossiles, qui ne sont pas inépuisables, les sources d'énergie renouvelables se régénèrent et peuvent être maintenues indéfiniment.

L'utilisation de l'énergie renouvelable n'est pas nouvelle. Il ya plus de 150 ans, le bois, qui est une forme de biomasse, a fourni jusqu'à 90% de nos besoins énergétiques et comme l'utilisation du charbon, du pétrole et du gaz naturel élargi, nous sommes devenus moins dépendants du bois comme source d'énergie.

Dans le passé, les énergies renouvelables ont été généralement plus chères à produire et à utiliser en comparaison avec les carburants fossiles. Leur utilisation est également limitée par le fait qu'ils ne sont pas toujours disponibles : le temps nuageux réduire l'énergie solaire; les jours calmes réduisent la puissance du vent et la sécheresse de l'eau disponible réduit l'hydroélectricité.

En effet, elles jouent un rôle important dans l'approvisionnement en énergie. Lorsque ces sources d'énergie sont utilisées, la demande de combustibles fossiles est réduite. La production et l'utilisation des carburants renouvelables ont augmenté plus rapidement ces dernières années en raison des prix plus élevés pour le pétrole et le gaz naturel. L'utilisation de carburants renouvelables devrait continuer de croître au cours des 30 prochaines années, bien que nous allions continuer de compter sur les combustibles non renouvelables pour répondre à la plupart de nos besoins énergétiques<sup>1</sup>.

Les cinq sources d'énergie renouvelables utilisées, à présent, le plus souvent sont:

- ✓ La biomasse : y compris le bois et déchets de bois, les déchets solides municipaux, le gaz d'enfouissement et de biogaz.
- ✓ L'eau (hydroélectricité).
- ✓ La géothermie.
- ✓ Le vent.
- ✓ Le solaire.

---

<sup>1</sup> : US Energy Information Administration : 2010 Statistics : <http://tonto.eia.doe.gov>

**I.2.2.2) Effet des énergies renouvelables sur l'environnement :**

- ✓ L'hydroélectricité ne pollue pas l'eau ou l'air. Cependant, les installations hydro-électriques peuvent avoir de grandes incidences.
- ✓ La biomasse pollue l'air quand il est brûlé, mais pas autant que les combustibles fossiles. Sa combustion ne produit pas le soufre, qui cause des pluies acides, mais elle libère du CO<sub>2</sub>, un gaz à effet de serre.
- ✓ Utiliser l'énergie solaire ne produit aucune pollution atmosphérique ou aquatique, ni de gaz à effet de serre, mais a quelques impacts indirects sur l'environnement. Par exemple, il ya des matériaux et produits chimiques toxiques et des solvants et divers alcools qui sont utilisées dans le procédé de fabrication des cellules photovoltaïques. En outre, les grandes centrales solaires thermiques peuvent nuire aux écosystèmes désertiques s'il n'est pas correctement géré. Oiseaux et insectes peuvent être tués s'ils volent en un faisceau concentré de lumière du soleil, tel que celui créé par une tour d'énergie solaire. Certains systèmes solaires thermiques utilisent des liquides potentiellement dangereux (pour le transfert de chaleur) qui nécessitent une manipulation correcte. Les systèmes solaires à concentration ont besoin d'eau pour le nettoyage régulier des concentrateurs et des récepteurs et pour le refroidissement de la turbine-alternateur. Utilisation de l'eau des puits souterrains peut affecter l'écosystème dans certains endroits arides.
- ✓ L'impact environnemental de l'énergie géothermique dépend de comment elle est utilisée. Le recours direct à des applications de chauffage et n'ont pratiquement aucun impact négatif sur l'environnement. En effet les centrales géothermiques émettent 97% moins de pluies acides, causées par les composés de soufre, par rapport aux centrales à combustibles fossiles.
- ✓ Le vent est un combustible propre, les usines d'énergie éolienne (appelé aussi fermes éoliennes) ne produisent aucune pollution atmosphérique ou aquatique, car aucun carburant n'est brûlé pour produire de l'électricité. En effet les inconvénients écologiques les plus graves des machines au vent peuvent être leur effet négatif sur les populations d'oiseaux sauvages et l'impact visuel sur le paysage.

**I.2.2.3) Perspectives :**

En Algérie le développement des énergies alternatives reste une préoccupation majeure de la compagnie nationale Sonatrach<sup>1</sup>. L'introduction de ces sources d'énergie dans le bilan énergétique national vise des objectifs de cohésion socio-économique et de développement durable.

Hormis ce créneau, la volonté de Sonatrach d'investir dans le secteur des énergies renouvelables s'est traduite par la création d'une filiale NEAL (New Energy Algeria), une société par actions ou Sonatrach détient 45%<sup>1</sup>.

---

<sup>1</sup> : Site officiel Sonatrach : <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)

Pour promouvoir les énergies renouvelables, les actions envisagées se traduisent par :

- ✓ Un projet Hybrides solaire-gaz de production d'électricité d'une capacité de 150MW.
- ✓ Un projet Hybride éolien, photovoltaïque, diesel d'une capacité de 10 MW à Timimoune.
- ✓ Le développement de l'électrification rurale et pompage solaire au Sud.
- ✓ La promotion d'une industrie locale de fabrication de chauffe-eau solaire.
- ✓ Promouvoir et participer au développement de cette énergie par le biais de la recherche dont elle bénéficie de par sa participation a SOLAR PACES (Association Internationale pour la promotion du solaire).

### **I.2.3) Sources d'énergie secondaires :**

#### **I.2.3.1) Généralités :**

Les sources d'énergie secondaires sont également mentionnées comme des vecteurs, car ils présentent un moyen pour déplacer de l'énergie sous une forme utilisable d'un endroit à l'autre. Les deux vecteurs les plus connus sont: l'électricité et l'hydrogène<sup>1</sup>.

Nous recevons de l'électricité et l'hydrogène de la conversion d'autres sources d'énergie comme le charbon, le nucléaire ou l'énergie solaire. On les appelle des sources primaires. Des fois il est beaucoup plus facile d'utiliser l'électricité ou l'hydrogène que les sources d'énergie primaires elles-mêmes. L'électricité et l'hydrogène sont différentes des autres sources d'énergie parce qu'ils sont des sources d'énergies secondaires. Les sources d'énergie secondaires ou les transporteurs de l'énergie sont utilisés pour stocker, déplacer et fournir de l'énergie sous une forme facilement utilisable. Nous devons utiliser une autre source d'énergie pour faire de l'électricité ou l'hydrogène ; par exemple aux États-Unis, le charbon est la principale source d'énergie pour produire de l'électricité.

Aujourd'hui, le moyen le moins cher pour obtenir l'hydrogène est en la séparant de gaz naturel, une source d'énergie non renouvelable. L'hydrogène peut également être séparé de l'eau donc à partir d'une source renouvelable, mais l'hydrogène à partir de ces sources est actuellement trop coûteux pour faire concurrence aux autres combustibles<sup>1</sup>.

#### **I.2.3.2) Effet sur l'environnement :**

Bien que l'électricité est une forme propre et relativement sûre de l'énergie à utiliser, il ya des impacts environnementaux associés à la production et la transmission de l'électricité. Presque tous les types de centrales électriques ont des impacts ou des effets sur l'environnement, certains plus que d'autres.

En général, plus une zone est perturbée par les installations des centrales électriques, plus les impacts réels et potentiels sur le paysage sont considérables.

---

<sup>1</sup> : US Energy Information Administration : <http://tonto.eia.doe.gov> (mars 2010)

## II. CONTEXTE ENERGETIQUE ET ETAT DE L'INDUSTRIE DES HYDROCARBURES EN ALGERIE :

### II.1) Ressources d'énergie en Algérie :

#### II.1.1) Hydrocarbures :

L'Algérie est à<sup>1</sup> :

- ✓ La 15<sup>ème</sup> place en matière de réserves pétrolières.
- ✓ La 18<sup>ème</sup> place en matière de production pétrolière.
- ✓ La 12<sup>ème</sup> place en exportation pétrolière.
- ✓ La 7<sup>ème</sup> place en matière de réserves de gaz naturel.
- ✓ La 5<sup>ème</sup> place en production gazière.
- ✓ La 3<sup>ème</sup> place en exportation gazière.
- ✓ Troisième fournisseur de l'UE en gaz naturel et son quatrième fournisseur énergétique total.

L'exercice durant l'année 2009 a permis de mettre en évidence des volumes d'hydrocarbures de près de 223 million de Tep constitués de :

**Tableau I.6: Production primaire pour l'année 2009<sup>2</sup>**

	Unité	Réalisation
<b>Production totale</b>	<b>Millions Tep</b>	<b>222.5</b>
<b>Pétrole Brut</b>	Millions Tonnes	56.8
<b>dont associations</b>		30.5
<b>Gaz Naturel</b>	Millions m <sup>3</sup>	150.9
<b>dont associations</b>		32.8
<b>Condensat</b>	Millions Tonnes	12.3
<b>dont associations</b>		3.0
<b>GPL</b>	Millions Tonnes	8.1
<b>dont associations</b>		2.5

#### II.1.1.1) Le pétrole :

Présentant les résultats de son entreprise, le P-DG de l'ENTP, qui a été vice-président amont à Sonatrach, a mis en relief le fait que le champ de Hassi-Messaoud fait partie des 10 plus gros gisements de pétrole dans le monde. Il recèle des réserves de plus de 40 milliards de barils dont seulement 14% ont été consommés. Le gisement, eu égard à ces importantes réserves, pourra produire du pétrole jusqu'en 2080. Actuellement, le plan à moyen terme de Sonatrach prévoit de porter la

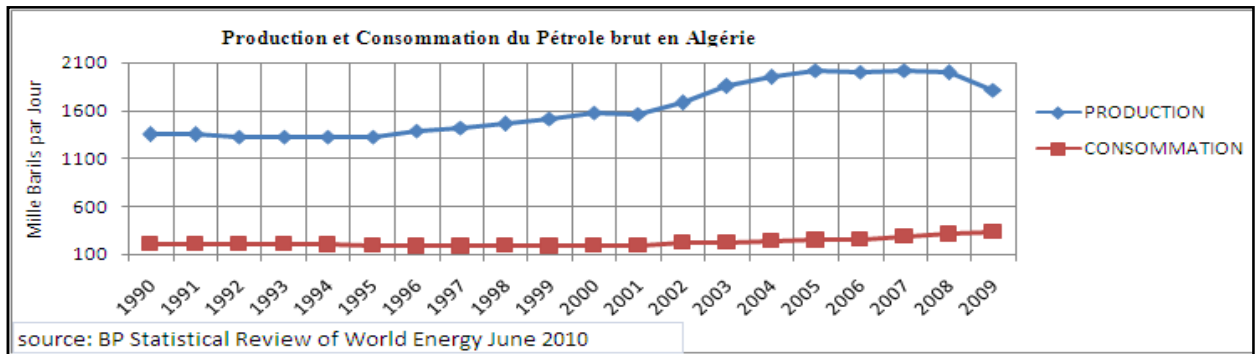
<sup>1</sup> : Site officiel de Sonatrach : <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)

<sup>2</sup> : Site officiel de Naftec : [www.naftec.dz](http://www.naftec.dz) (2010)

production du champ de 400 000 barils/jour actuellement à 600 000 barils/ jour, voire 800 000 barils/jour dans une seconde phase<sup>1</sup>.

**Tableau I.7:** Réserves du pétrole en Algérie<sup>2</sup>

Réserves du pétrole brut en : milliard de barils			
à la fin de 1989	à la fin de 1999	à la fin de 2008	à la fin de 2009
9,2	11,3	12,2	12,2



**Figure I.21:** Production et Consommation du pétrole en Algérie.

### II.1.1.2) Le gaz naturel :

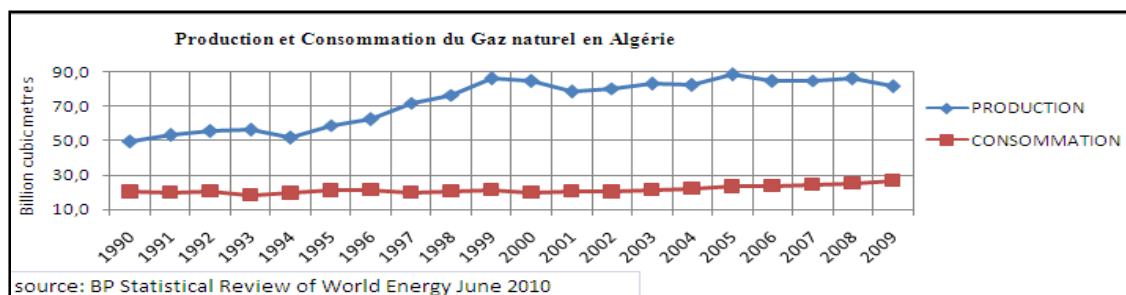
Les réserves gazières représentant 56 % du total des réserves en hydrocarbures.

Un nom prestigieux, Hassi-R'mel, l'un des plus grands gisements de gaz au monde. Mais aussi In Salah, Ohanet, TFT, Rhourde Nouss, Hamra et Alrar pour ne citer que les plus importants.

Sonatrach prévoit de porter les exportations de gaz à 85 milliards de m<sup>3</sup> en 2010.

**Tableau I.8:** Réserves du gaz naturel en Algérie<sup>2</sup>

Réserves du Gaz naturel en : mille milliard de mètres cube			
à la fin de 1989	à la fin de 1999	à la fin de 2008	à la fin de 2009
3,25	4,52	4,5	4,5



**Figure I.22:** Production et Consommation du Gaz naturel en Algérie.

<sup>1</sup> : <http://algerie.actudz.com/article2107.html> (Décembre 2010)

<sup>2</sup> : BP Statistical Review of World Energy 2010: [www.bp.com/statisticalreview](http://www.bp.com/statisticalreview)

## II.1.2) Potentiel des énergies renouvelables :

L'intérêt pour le développement des énergies renouvelables a été perçu très tôt en Algérie avec la création de l'institut de l'énergie solaire dès 1962.

### II.1.2.1) Energie solaire<sup>1</sup> :

De par sa situation géographique, l'Algérie dispose d'un des gisements solaires les plus élevés au monde qui dépasse les 5 milliards de gigawatts heure. Le tableau suivant renseigne sur le potentiel solaire en Algérie :

**Tableau I.9:** Le potentiel solaire en Algérie<sup>1</sup>.

	Région côtière	Hauts Plateaux	Sahara
Superficie (%)	4	10	86
Durée moyenne d'ensoleillement (Heures/an)	2650	3000	3500
Energie moyenne reçue (KWh/m <sup>2</sup> /an)	1700	1900	2650

### II.1.2.2) Potentiel éolien<sup>1</sup> :

L'Algérie a un régime de vent modéré (2 à 6 m/s). Ce potentiel énergétique convient parfaitement pour le pompage de l'eau particulièrement sur les Hauts Plateaux.

### II.1.2.3) Potentiel de l'énergie géothermique<sup>1</sup> :

La compilation des données géologiques, géochimiques et géophysique a permis de tracer une carte géothermique préliminaire. Plus de deux cent (200) sources chaudes ont été inventoriées dans la partie Nord du Pays. Un tiers environ (33%) d'entre elles ont des températures supérieures à 45°C. Il existe des sources à hautes températures pouvant atteindre 118°C à Biskra.

### II.1.2.4) Potentiel de l'hydroélectricité<sup>1</sup> :

Les quantités d'eau globales tombant sur le territoire algérien sont importantes et estimées à 65 Gm<sup>3</sup>, mais finalement profitent peu au pays : nombre réduit de jours de précipitation, concentration sur des espaces limités, forte évaporation, évacuation rapide vers la mer. Schématiquement, les ressources de surface décroissent du nord au sud. On évalue actuellement les ressources utiles et renouvelables de l'ordre de 25 Gm<sup>3</sup>, dont environ 2/3 pour les ressources en surface.

### II.1.2.5) Potentiel de la biomasse<sup>1</sup> :

- a) **Potentiel de la forêt :** Le potentiel actuel est évalué à environ 37 millions Tep. Le potentiel récupérable est de l'ordre 3,7 millions Tep.

<sup>1</sup> : Site officiel du Ministère d'énergie et des mines : [www.mem.dz](http://www.mem.dz) (2010)

- b) Potentiel énergétique des déchets urbains et agricoles :** Cinq (05) millions de tonnes de déchets urbains et agricoles ne sont pas recyclés. Ce potentiel représente un gisement de l'ordre de 1,33 millions Tep par an.

## **II.2) Secteur des hydrocarbures en Algérie :**

Les revenus en exportations des hydrocarbures ont atteint un montant de plus de 44 milliards de dollars en 2009 soit un pourcentage de 97,6 % du volume globale<sup>1</sup>. La valeur de ces exportations a été au 24 avril 2010 de 17,8 Milliards de dollars en hausse de plus de 36 % par rapport à la même période de 2009. La valeur cumulée des exportations sur la période 2000-2009 a été de plus de 393 milliards de dollars.

Les ventes sur le marché national ont enregistré une augmentation, passant de 33 millions de Tep en 2008 à 35 millions de Tep en 2009. Durant le premier trimestre 2010, les exportations d'hydrocarbures (tous types confondus) se sont élevées à 32 millions de Tep, en hausse de 4 % par rapport à la même période de l'année 2009. Les ventes sur le marché national se sont élevées, pour leur part, à 10,7 millions de Tep, soit 102 % de l'objectif cumulé du trimestre.

Les investissements consentis par Sonatrach dans les différents segments d'activité ont atteint depuis l'année 2000 à 2009 un montant de 52,5 milliards de dollars. Ces investissements sont passés de 2,3 milliards de dollars en 2000 à plus de 11,8 milliards de dollars en 2009.

### **II.2.1) Outil du raffinage Algérien<sup>2</sup>:**

En matière de raffinage, la capacité de traitement des cinq raffineries (Arzew, Skikda, Alger, Hassi-Messaoud et Adrar) est de 22,6 millions de tonnes auxquelles s'est ajoutée la raffinerie de Condensat de Skikda d'une capacité de 5 millions de tonnes/an. Une nouvelle raffinerie à Tiaret d'une capacité de 15 millions de t/an est prévue pour 2014. En outre Naftec, filiale raffinage de Sonatrach a mis en œuvre un programme d'investissement de près de 4 milliards de dollars pour la rénovation et l'extension des capacités de production. Ce programme d'investissement a pour objectif de porter les capacités de production des raffineries de 22 millions de tonnes à 27 millions de tonnes en 2012. Malgré toutes ces capacités de production, les importations pour l'approvisionnement du marché national en gasoil et essences sans plomb ont atteint la valeur de 28 milliards de dinars (le rapport financier de Sonatrach 2009).

- ✓ *Pétrole Brut* : La quantité totale exportée en 2009 s'élève à 34,7 millions de Tep.
- ✓ *Produits Raffinés* : La quantité totale exportée en 2009 s'élève à 11,9 millions de Tep.
- ✓ *Condensats* : La quantité totale exportée en 2009 s'élève à 11,7 millions de Tep.

---

<sup>1</sup> : Centre National de l'Informatique et des Statistiques (2010)

<sup>2</sup> : Site officiel de Naftec : [www.naftec.dz](http://www.naftec.dz) (2010)



### II.2.1.1) Raffineries en Algérie:

- a) Raffinerie d'Alger (RA1G):** Implantée à Sidi Arcine à cinq kilomètres d'El -Harrach et à vingt kilomètres à l'Est d'Alger sur une superficie de 200 hectares. La raffinerie d'Alger a été mise en service en 1964 avec une capacité de traitement de pétrole brut de 1,6 millions de tonnes par an, portée à 2,7 millions de tonnes par an en 1970. Elle est orientée vers la production des GPL & Carburants : Butane, Propane, Essences (Normale et Super), Naphta, Kérosène, Gasoil et Fuel BTS pour la satisfaction de la demande de la région centre en produits raffinés. L'excédent de naphta et fuel sont exportés<sup>1</sup>.

Sonatrach et la société TECHNIP France ont procédé le 1<sup>er</sup> décembre 2010, à Alger à la signature du contrat relatif à la réhabilitation de la raffinerie d'Alger, l'augmentation de sa capacité de production de 35% et l'adaptation des installations pour la production de carburants aux normes internationales. D'un délai de 38 mois, le projet dont le coût global est estimé à 963,7 millions de dollars US en hors taxes (dont 25% en dinars), a pour objet la réhabilitation complète de la raffinerie par le constructeur et comprend notamment la conception et la fourniture des équipements et du matériel banalisé (Bulk Material). A l'issue de l'opération de réhabilitation, la capacité de traitement de la raffinerie d'Alger passera de 2,7 millions de tonnes à 3,6 millions de tonnes<sup>2</sup>.

- b) Raffinerie de Hassi-Messaoud (RHM<sub>2</sub>):** Implantée au niveau du champ de Hassi-Messaoud pour répondre aux besoins du sud du pays en carburants, cette raffinerie se compose de : l'ancienne raffinerie (RHM<sub>1</sub>), d'une capacité de 120.000 tonnes/an mise en service en 1962 (actuellement est à l'arrêt) et la nouvelle raffinerie (RHM<sub>2</sub>), d'une capacité de 1.116.500 tonnes/an mise en service en 1980. Cette raffinerie est gérée pour compte par le personnel Sonatrach<sup>1</sup>.

- c) Raffinerie d'In-Aménas (RIA):** Implantée près du champ pétrolier d'In Aménas pour répondre aux besoins du Sud-Est du pays, cette raffinerie a démarrée en 1980. Sa capacité de traitement de pétrole brut est de 300.000 tonnes par an. Cette raffinerie est à l'arrêt depuis 1986 en raison des gonflements du sol (argile). Sa réhabilitation a fait l'objet d'un appel d'offres national et international en cours de validité<sup>1</sup>.

- d) Raffinerie d'Arzew (RA1Z):** Implantée dans la zone industrielle d'Arzew, sur une superficie de 150 hectares sur le plateau d'El-Mahgoun. La raffinerie d'Arzew a démarré en 1972. Sa

---

<sup>1</sup> : Site officiel de Naftec : [www.naftec.dz](http://www.naftec.dz) (2010)

<sup>2</sup> : Site officiel de Sonatrach : <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)



capacité de traitement est de 2,5 millions de tonnes/an pour le pétrole brut et de 279.000 tonnes/an pour le brut réduit importé (BRI). Elle produit des GPL, des essences (normale et super), du naphta, du kérosène, du gasoil, des fuels, des bitumes (routiers et oxydés) et des lubrifiants (huiles de base, graisses et paraffines). Elle assure l'approvisionnement en produits raffinés des régions Ouest et Sud-Ouest ; les excédents sont exportés<sup>1</sup>.

Naftec, filiale à 100% du Groupe Sonatrach et le Groupement de Hyundai Engineering & Construction, ainsi que ses partenaires Hawha Engineering & Construction et Daewoo LTD ont procédé le 12 novembre 2008 à la signature d'un contrat portant sur la réhabilitation des installations de la raffinerie d'Arzew, l'augmentation de sa capacité de production de 50% et l'adaptation des installations pour la production de carburants aux normes européennes.

Le montant du contrat s'élève à 405 millions US\$ équivalents soit 25,9 milliards de DA hors taxes et son délai d'exécution est de 34 mois<sup>2</sup>.

- e) **Raffinerie de Skikda (RA1K):** Implantée dans la zone industrielle de Skikda, elle a été construite en 1980 sur une superficie de 190 hectares. La capacité de traitement de cette raffinerie est de 15 millions de tonnes/an pour le pétrole brut et de 279 000 tonnes/an pour le brut réduit import (BRI). Elle produit des GPL, des essences (normale, super et sans plomb), du naphta, du kérosène, white spirit, du gasoil, des fuels, des bitumes (routiers et oxydés) et des aromatiques (benzène, toluène, mélange xylène et paraxylène). La raffinerie de Skikda est orientée vers l'exportation, soit 80% de sa production<sup>1</sup>.
- f) **Raffinerie de condensat de Skikda:** C'est une nouvelle raffinerie d'une capacité de 5 millions de tonnes/an, dont le coût d'investissement a été de 28,6 milliards de Dinars, produit outre le condensat, le Butane avec 110.000T/an, le Naphta (3,9 millions T/AN), le Jet Fuel (565.000T/AN), le Gasoil lourd (280.000T/AN) et le Gas-oil léger (115.000 T/AN)<sup>1,3</sup>.
- g) **Raffinerie d'Adrar:** C'est une nouvelle raffinerie en association entre Sonatrach 30% et la compagnie chinoise CNPC 70%. D'une capacité de production de 600.000 tonnes/an soit 12500 barils/jour. Le coût d'investissement s'élève à 167 millions de dollar. Elle est stratégique du fait qu'elle utilise pour la première fois le cracking catalytique, une technologie toute récente en Algérie qui permet de prendre le résidu lourd et le découper en produits utilisables. Elle produit : les carburants Diesel, l'Essence normal, l'Essence super, le Butane, le Propane et le Kérosène Jet A1.

<sup>1</sup> : Site officiel de Naftec : [www.naftec.dz](http://www.naftec.dz) (2010)

<sup>2</sup> : Site officiel de Sonatrach : <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)

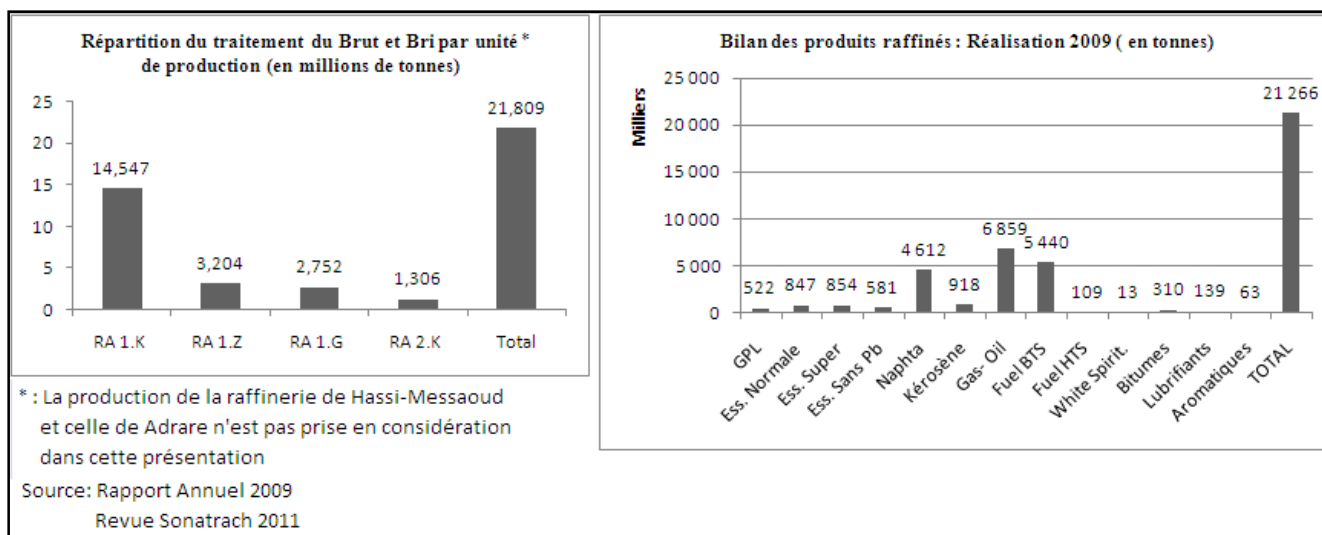
<sup>3</sup> : <http://www.algerie360.com/algerie/nouvelle-raffinerie-de-skikda-1%E2%80%99algerie> (24/10/2009)

Pour rappel, Naftal et la société chinoise Sorlachin avaient signé un contrat portant sur la création d'une société mixte, dénommée Naftachin, qui a pour mission de commercialiser et de distribuer les produits pétroliers issus de la raffinerie d'Adrar, en priorité dans les wilayas du Grand Sud. En fait, la création de Naftachin s'inscrit dans le cadre du partenariat Sonatrach-CNPC pour la réalisation du projet intégré de la raffinerie d'Adrar<sup>1</sup>.

Le tableau I.10 montre les unités de production des carburants dont les bras de chargement appartiennent ou sont gérés par Naftal.

**Tableau I.10:** Les unités de production des carburants en Algérie<sup>2</sup>

Carburant	Unités
<b>Carburants terre (Essence Normal, Essence Supère, Essence sans Plomb et Gasoil)</b>	-Raffinerie d'Alger (Naftec) - Raffinerie de Hassi Messaoud (Sonatrach) - Raffinerie de Skikda (Naftec) - Raffinerie d'Adrar (Sonatrach - CNPC)
<b>Carburant Aviation (Kérosène)</b>	-Raffinerie d'Alger (Naftec). - Raffinerie de Hassi Messaoud (Sonatrach) - Raffinerie d'Adrar (Sonatrach - CNPC)
<b>Carburants Marine</b>	- Raffinerie de Skikda (Naftec) - Raffinerie d'Alger (Naftec) - Raffinerie d'Arzew (Naftec)
<b>Les GPL (Butane et Propane)</b>	- Raffinerie de Skikda (Naftec) - Raffinerie d'Arzew (Naftec) - Unité de séparation de Hassi R'Mel - Raffinerie de Hassi Messaoud (Sonatrach) - Raffinerie d'Adrar (Sonatrach - CNPC)
<b>Les solvants</b>	- Raffinerie de Skikda (Naftec) pour le white



**Figure I.23:** Bilan globale des raffineries pour 2009 en Algérie.

<sup>1</sup> : Site officiel de Sonatrach : <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)

<sup>2</sup> : Site officiel du Ministère d'énergie et des mines : [www.mem.dz](http://www.mem.dz) (2010)

### II.2.1.2) Tarification des produits pétroliers :

Prix sortie-raffinerie et marges de distribution de gros, des produits pétroliers raffinés destinés au marché national (DA/Tonne, Hors Taxes)

**Tableau I.11:** Prix sortie-raffinerie et marges de distribution de gros des produits pétroliers raffinés<sup>1</sup>

Produits	Prix Sortie-Raffinerie	Marges de Distribution de Gros
Butane conditionné	3.380	9.308
Propane conditionné	3.380	6.767
GPL - Vrac	2.362	3.152
GPL - Carburant	5.815	6.169
Essence super	22.372	2.102
Essence normale	20.691	2.463
Essence sans plomb	19.503	3.933
Gas-oil	11.416	2.236
Fuel lourd	8.955	1.428

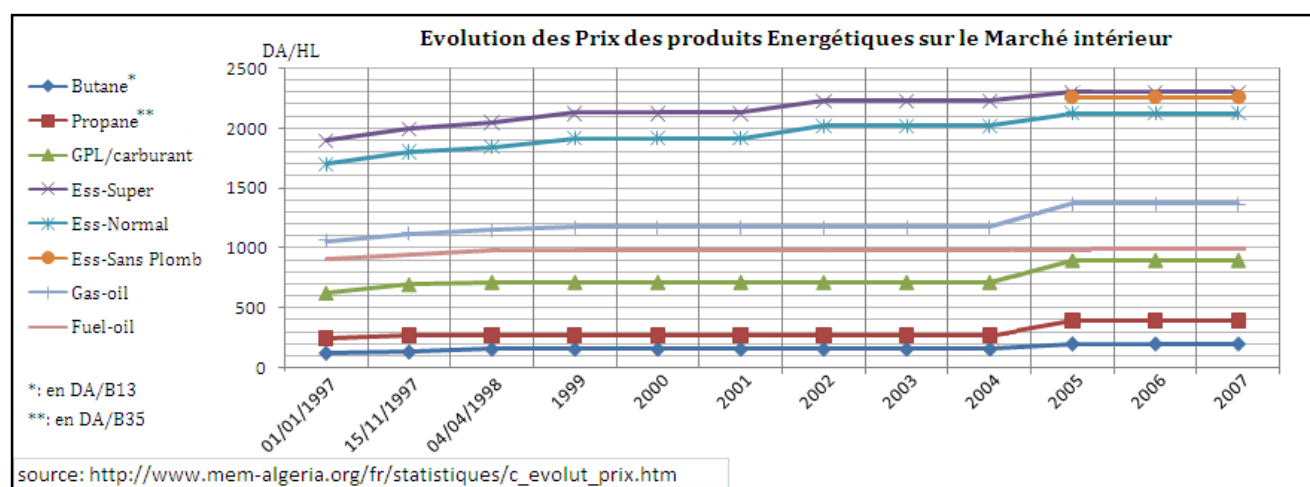
Prix de vente des produits pétroliers aux différents stades de la distribution (DA/UM)

**Tableau I.12:** Prix de vente des produits pétroliers raffinés sur le marché intérieur<sup>1</sup>

Produits	Unités de mesure (UM)	PRIX EN VRAC (DA/UM)		
		Aux Revendeurs	Aux Gros Consommateurs et Utilisateurs	Prix à La Pompe
GPL Vrac	Kg	-	5,90	-
GPL - Carburant	HL	650,00	725,00	900,00
Essence super	HL	2.150,00	2.190,00	2.300,00
Essence normale	HL	1.970,00	2.010,00	2.120,00
Essence sans plomb	HL	2.085,00	2.110,00	2.260,00
Gas-oil	HL	1.245,00	1.275,00	1.370,00
Fuel lourd	HL	-	1.000,00	-

**Tableau I.13:** Prix de vente de butane et Propane sur le marché intérieur<sup>1</sup>

Produits	Unités de Mesure (UM)	PRIX EN VRAC (DA/UM)		
		Prix Sortie Centre Enfûteurs	Prix de Session aux Détaillants	Prix de Session au Consommateur
Butane conditionné	B-13 kg	161,50	176,50	200,00
Propane conditionné	B-35 kg	360,00	380,00	400,00



**Figure I.24:** Evolution des prix des produits pétroliers en Algérie.

<sup>1</sup> : Site officiel du Ministère d'énergie et des mines : [www.mem.dz](http://www.mem.dz) (2010)

## II.2.2) Outil pétrochimique Algérien :

La situation de l'industrie pétrochimique en Algérie se résume en<sup>1</sup> :

- ✓ Le volume de production Pétrochimique de l'exercice 2009 s'est élevé à 193 814 tonnes.
- ✓ Le chiffre d'affaires global de l'exercice 2009 s'est élevé à 8 890 millions de Dinars représentant 90% des réalisations de l'exercice 2008.
- ✓ Les ventes sur le marché intérieur ont atteint 7 587 millions de DA. En volume, les ventes ont atteint 100 191 de tonnes contre 87 695 tonnes en 2008.
- ✓ Les exportations du méthanol s'élèvent à 1 303 millions de Dinars (18 millions de \$ US). En quantités, les exportations ont atteint 107 726 tonnes.

### II.2.2.1) Complexes pétrochimiques en Algérie :

L'Algérie dispose de grands complexes en matière de la pétrochimie à savoir :

- a) **Complexe CP1Z : Complexe Méthanol & Dérivés<sup>2</sup>** : Situé sur la côte Ouest à 2 km d'Arzew et à 40 km d'Oran, le Complexe Méthanol & Dérivés CP1Z a démarré en 1976. Sa capacité de production est de 100.000 T/An de Méthanol et il se base sur le procédé ICI (GB). Il est destiné à la production de méthanol exporté en quasi totalité, de formaldéhyde, de formurée et de résines synthétiques thermodurcissables (colles uréiques liquides et atomisées, urée UF 80). Il utilise comme matières principales le gaz naturel transporté par canalisation de Hassi-R'mel et l'eau distillée produite par les installations de dessalement.
- b) **POLYMED : Unité PEHD<sup>2</sup>** : La société Méditerranéenne des Polymères (POLYMED) est une filiale à 100% de la Société Nationale de la Pétrochimie ENIP. Entrée en production en Septembre 1977 et d'une capacité de production de 130 000 T/an de Polyéthylène Haute Densité, cette unité de technologie récente (Chevron Phillips Company-USA) est située dans la zone pétrochimique de Skikda à proximité du Complexe Ethylène & Dérivés CP1K qui l'approvisionne en éthylène. Les autres matières premières principales utilisées sont l'isobutane (GL1.K-SKIKDA), l'hydrogène (LINDE GAS-SKIKDA) et l'héxène (Importation).
- c) **Complexe CP1K : Complexe Ethylène & Dérivés<sup>2</sup>** : Situé à 5 km à l'Est de Skikda, le Complexe Ethylène & Dérivés CP1K a démarré en 1978. Il est limité par la mer méditerranée au nord, l'unité PEHD (POLYMED) à l'est, le complexe de gaz naturel GL1K à l'ouest et la zone de développement du pôle pétrochimique au sud. Il utilise comme matières premières l'éthane du Complexe GL1K pour la production d'éthylène et le sel gemme de la région de

<sup>1</sup> : Site officiel de Sonatrach : <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)

<sup>2</sup> : Site officiel de l'ENIP : <http://www.enip-dz.com/cp1z.html> (Décembre 2010)

Biskra pour la production de chlore et de soude caustique (procédé à membrane UHDE). Ce complexe est composé de plusieurs unités à savoir :

- ✓ **Unité Ethylène:** Démarrée en Février 1978 avec une capacité de 120 000 tonnes/an. Elle se base sur le procédé LUMMUS. L'Ethylène est obtenu par craquage de l'éthane et il sert de matière de base à la production de polyéthylène et d'EDC, pour la chaîne VCM/PVC.
- ✓ **Unité chlore-soude:** Démarrée en Avril 1979 avec une capacité de 36 000 tonnes/an de chlore. L'ancien Procédé MITSUI TOATSU (Procédé à mercure) est actuellement remplacé par le nouveau Procédé UHDE (Procédé à membrane). Elle produit le Chlore, la Soude Liquide 50 %, la Soude fondue 98%, l'Hypochlorite de sodium et acide chlorhydrique 33 %. Le chlore est produit par électrolyse du sel. Il sert de matière de base pour la production de VCM. La soude est coproduite avec le chlore par électrolyse du sel. L'hypochlorite de sodium est obtenu par neutralisation des fluides de chlore par la soude.
- ✓ **Unité utilité:** Démarrée en Septembre 1977. Elle a subi les rénovations :
  - Retubage des trois chaudières de capacité 112 t/h chacune.
  - DCS des trois chaudières, section interconnexion et détente de gaz (2004-2005).
  - Installation d'une nouvelle section de déminéralisation de capacité 200 m<sup>3</sup>/h (2005).
  - Acquisition d'un nouvel évaporateur d'une capacité de 333 m<sup>3</sup>/h d'eau distillée (2007).
  - Acquisition d'un turbo générateur 18,7 MW (2007-2008).
- ✓ **Unité Mono-Chlorure de Vinyle VCM :** Démarrée en Avril 1979. Elle a subi les rénovations :
  - Réhabilitation des 05 fours de pyrolyse (2008-2009)
  - Remplacement du réacteur d'oxychloruration (2006)
  - Remplacement du réacteur de chloruration directe (2004)
- ✓ **Unité Poly-Chlorure de Vinyle PVC :** Démarrée en Avril 1979. Elle a subi le remplacement du système de conditionnement automatisé (2006)
- ✓ **Unité Polyéthylène Basse Densité PEBD :** Démarrée en Avril 1981.

Le tableau I.14 montre la production pétrochimique (en tonne/an) en Algérie pour 2008 et 2009 :

**Tableau I.14:** Production pétrochimique pour 2008 et 2009<sup>1</sup>

Désignations	Réal. 2008	Réal. 2009
ETHYLENE	40 827	29 844
PVC	4 963	4 265
SOUDE LIQUIDE	7 559	9 412
SOUDE FONDUE	364	994
SOUDE PAILLETTE	2 122	2 998
HYPOCHLORITE	3 888	5 958
HCL	1 716	2 344
<b>S/TOTAL CP1K</b>	<b>55</b>	<b>815</b>
METHANOL	71 980	105 020
RESINES	1 816	1 501
FORMALDEHYDE	273	376
FORMUREE	535	1 092
<b>S/TOTAL CP1Z</b>	<b>74 604</b>	<b>107 989</b>
PEHD	49 574	30 010
<b>S/TOTAL UNITE PEHD</b>	<b>49 574</b>	<b>30 010</b>
<b>STOCK TOTAL</b>	<b>185 617</b>	<b>193 814</b>

### II.2.3) GPL et GNL en Algérie :

La situation de l'industrie du GPL et GNL en Algérie se résume en<sup>2</sup> :

- ✓ *Gaz Naturel* : Le volume total exporté en 2009 s'élève à 33,6 milliards m<sup>3</sup>.
- ✓ *Gaz Naturel Liquéfié (GNL)* : Les quantités exportées en 2009 ont atteint 34,77 millions de m<sup>3</sup>.
- ✓ *Gaz de Pétrole Liquéfiés (GPL)* : Les exportations de GPL (y compris les volumes des associés) ont atteint près de 6,8 millions de TM en 2009, dont 59% de propane et 41% de butane.

#### II.2.3.1) Complexes GNL en Algérie :

L'Algérie possède quatre grands complexes GNL (Liquéfaction du Gaz Naturel) : 03 à Arzew et un à Skikda<sup>2</sup>.

- a) COMPLEXE GL4Z (ex CAMEL):** Complexe situé à Arzew. Mis en service en 1964, c'est la première usine de liquéfaction de gaz naturel au monde. Il se compose de trois trains de production avec un poste de chargement (un méthanier d'une capacité de 25 000 à 50 000 m<sup>3</sup> de GNL). Sa capacité de traitement est de 1,7 milliards m<sup>3</sup> gaz/an soit en production : 2 millions m<sup>3</sup>/an de GNL et 1850 Tonnes/an de Butane.

<sup>1</sup> : Site officiel de Naftec : [www.naftec.dz](http://www.naftec.dz) (2010)

<sup>2</sup> : Site officiel de Sonatrach (le rapport annuel 2009): <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)

- b) COMPLEXE GL1Z :** Complexe situé à Arzew. Mis en service en 1978. Il se compose de six trains de production avec deux postes de chargement (deux méthaniers d'une capacité de 40 000 à 125 000 m<sup>3</sup> de GNL). Sa capacité de traitement est de 10,5 milliards m<sup>3</sup> gaz/an soit en production : 17,56 millions m<sup>3</sup>/an de GNL et 123 000 Tonnes/an de Gazoline.
- c) COMPLEXE GL2Z :** Complexe situé à Arzew. Mis en service en 1981. Il se compose de six trains de production avec un poste de chargement (un méthanier d'une capacité de 25 000 à 50 000 m<sup>3</sup> de GNL). Sa capacité de traitement est de 10,5 milliards m<sup>3</sup> gaz/an soit en production : 17,820 millions m<sup>3</sup>/an de GNL, 327 000 Tonnes/an de Butane, 410 000 Tonnes/an de Propane et 196 000 Tonnes/an de Gazoline.
- d) COMPLEXE GL1K :** Complexe situé à Skikda. Mis en service en 1972. Il se compose de trois trains de production et une unité de traitement de GPL. Deux postes de chargement (deux méthaniers d'une capacité de 50 000 à 125 000 m<sup>3</sup> de GNL). Sa capacité de production est de 6,94 millions m<sup>3</sup>/an de GNL, 170 000 Tonnes/an d'Ethane, 327 000 Tonnes/an de Butane, 2.640 Tonnes/an d'Iso-Butane, 123 000 Tonnes/an de Propane et 79.000 Tonnes/an de Gazoline.

### II.2.3.2) Projets GNL en cours :

Deux nouveaux méga complexes de liquéfaction sont en cours de réalisation, le premier à Arzew et le deuxième à Skikda. Une fois réalisés, ces projets renforceront SONATRACH dans son rôle d'acteur majeur dans l'industrie du GNL ce qui contribuera davantage à assurer l'approvisionnement énergétique des pays européens, asiatiques et américains<sup>1</sup>.

✓ **1<sup>er</sup> Projet : Complexe GL2K à SKIKDA :**

- Produits : GNL, GPL, Propane, Butane, Ethane, Gazoline et alimentation en gaz de l'usine d'Hélium
- Capacité: 4,5 Millions Tonnes/an.
- Date prévue de mise en service : 2011

✓ **2<sup>ème</sup> Projet : Complexe GL3Z à ARZEW :**

- Produits: GNL, GPL, Propane, Butane, Ethane, Gazoline et alimentation en gaz de l'usine d'Hélium.
- Capacité : 4,7 Millions Tonnes/an.
- Date prévue de mise en service : 2012

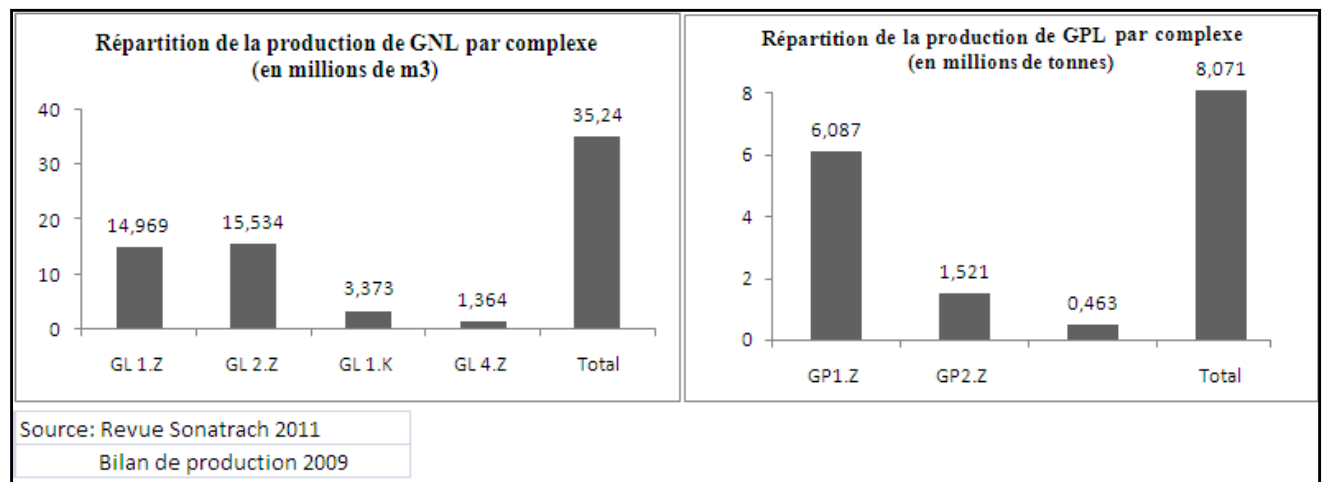
---

<sup>1</sup> : Site officiel de Sonatrach (le rapport annuel 2009): <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)



D'autres projets de production de GPL (GP3Z d'une capacité de séparation de 3 millions t/an,) d'ammoniac et d'urée (2 complexes à ARZEW), de Méthanol à Arzew, sont en construction dans le cadre du programme de développement de projets de valorisation du gaz.

La figure I.26 représente la production en GNL et GPL en Algérie pour l'année 2009. Les complexes de liquéfaction du gaz naturel ont totalisé une production de 35,241 millions m<sup>3</sup> GNL durant l'année 2009. La séparation du gaz de pétrole liquéfié a été de 8,07 millions de tonnes.



**Figure I.25:** Bilan globale pour les complexes de gaz en Algérie.

#### II.2.4) Transport des hydrocarbures par canalisations en Algérien :

Le même effort a été déployé en matière de développement de capacité de transport des hydrocarbures par canalisation qui est passé de 250 millions Tep en 2000 à plus de 330 millions Tep en 2009. La longueur globale du réseau de transport est passée de 14.000 km en 2000 à 17.450 km en 2009, soit une évolution de 25 % avec essentiellement l'apport des gazoducs et les oléoducs, GK2, GR42, GZ4, OZ2, OH4. Le Montant d'investissement cumulé dans ce segment s'est élevé durant la période 2000-2009 à 7,2 milliards de dollars<sup>1</sup>.

En plus des gazoducs déjà opérationnels (*Pedro Duran Farrell* vers l'Espagne et *Enrico Mattei* vers l'Italie), Sonatrach projette de réaliser deux gazoducs vers l'Europe (*Medgaz* vers l'Espagne et *Galsi* vers l'Italie) ainsi que le Gazoduc Trans-saharien (Algerie – Nigeria).

- ✓ **Gazoduc Trans-Européen MEDGAZ :** C'est un projet d'un gazoduc sous-marin qui doit relier la ville de Beni-Saf en Algérie, à Almeria en Espagne, sur une longueur de 200 km, avec un diamètre de 24" et à une profondeur de 2200 m. Environ 8 milliards de mètres cubes par an de gaz seront livrés à l'Europe via l'Espagne.
- ✓ **Gazoduc Trans-Saharien :** Sonatrach et NNPC, la compagnie nigériane des hydrocarbures, ont créé en mars 2003 une joint-venture pour la réalisation d'un gazoduc de 56" et d'une

<sup>1</sup> : Site officiel de Sonatrach (le rapport annuel 2009): <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)



capacité de 25 milliards de m<sup>3</sup>/an. Ce gazoduc devra relier sur une longueur de 4400 km les gisements de "Delta South" au Nigeria au terminal de Beni-Saf dans l'ouest algérien et il permettrait aux environs 2015 d'acheminer 20 à 30 milliards de m<sup>3</sup>/an de gaz naturel pour l'approvisionnement de la région Ouest de l'Afrique et il devrait être pour l'Europe une source fiable et nouvelle d'approvisionnement de gaz naturel et éviter le torchage au Nigeria de 220000 Tep/jour. En plus de la source d'approvisionnement en gaz, le projet aura une répercussion incontestable pour le développement socio-économique et la préservation écologique du nord du Nigeria ainsi que les pays traversés par le gazoduc [CHARLES ASEKHAME ODUMUGBO 2010].

### **II.2.5) Transport maritime des hydrocarbures :**

Depuis octobre 1997, Sonatrach détient 100% du capital de la société de transport maritime HYPROC Shipping Company. Cette dernière a opté pour le partenariat dans le transport du GNL, ce qui s'est traduit par l'acquisition de plusieurs méthaniers en partenariat<sup>1</sup>.

#### **II.2.5.1) Flotte Maritime :**

La compagnie spécialisée du transport des hydrocarbures maritime en Algérie est HYPROC Shipping Company. Elle dispose d'une flotte de 14 navires qu'elle gère en toute propriété et en partenariat. Huit (08) navires transporteurs de GNL chargeant des terminaux d'Arzew et de Skikda, en destination des clients de Sonatrach en France, Espagne, Turquie, Belgique, Grande Bretagne et aux Etats-Unis d'Amérique. Quatre (04) navires transporteurs de GPL, propane, butane et éthylène qui assurent les enlèvements aussi bien entre les ports algériens que vers les ports étrangers. Deux (02) navires bitumiers pour le transport du bitume affectés au cabotage national et international<sup>2</sup>.

**a) Flotte GNL :** Ces bateaux sont appelés les méthaniers. Le groupe dispose :

- ✓ Le méthanier BACHIR CHIHANI d'une capacité de 129 700 m<sup>3</sup>.
- ✓ Le méthanier LARBI BEN M'HIDI d'une capacité de 129 700 m<sup>3</sup>.
- ✓ Le méthanier MOURAD DIDOUCHE d'une capacité de 126 132 m<sup>3</sup>.
- ✓ Le méthanier RAMDANE ABANE d'une capacité de 126 132 m<sup>3</sup>.
- ✓ Le méthanier MOSTEFA BENBOULAID d'une capacité de 125 260 m<sup>3</sup>.
- ✓ Le méthanier LALLA FATMA N'SOUMER en partenariat avec MOL et ITOCHU, d'une capacité de 145 445 m<sup>3</sup>.
- ✓ Le méthanier CHEIKH EL MOKRANI, MEDMAX en partenariat avec MOL et ITOCHU, d'une capacité de 75 500 m<sup>3</sup>.

<sup>1</sup> : Site officiel de Sonatrach (le rapport annuel 2009): <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)

<sup>2</sup> : Site officiel de la compagnie HYPROC SHIPPING COMPANY : <http://www.hyproc.dz> (2011)

- ✓ Le méthanier CHEIKH BOUAMAMA, MEDMAX en partenariat avec MOL et ITOCHU, d'une capacité de 75 000 m<sup>3</sup>.

**b) Flotte GPL :**

- ✓ Le navire BRIDES d'une capacité de 7 110 m<sup>3</sup>.
- ✓ Le navire BAROUDA d'une capacité de 6 525 m<sup>3</sup>.
- ✓ Le navire RHOUD EL ADRA d'une capacité de 22 500 m<sup>3</sup>.
- ✓ Le navire RHOUD EL HAMRA d'une capacité de 22 500 m<sup>3</sup>.

**c) Flotte Bitumiers :**

- ✓ Le navire AIN ZEFT d'une capacité de 4 577 m<sup>3</sup>.
- ✓ Le navire OUED GUETERINI d'une capacité de 3 007 m<sup>3</sup>.

Le tableau I.15 présente les différents projets d'investissement de la compagnie HYPROC SC.

**Tableau I.15:** Projets Investissement de la compagnie HYPROC SHIPPING COMPANY<sup>1</sup>

NAVIRES	Capacité	Date de commande	Date de livraison
GPLier I	35.000 m <sup>3</sup>	2008	2011
GPLier II	35.000 m <sup>3</sup>	2008	2011
Navire Produits raffinés / chimiques	5.000 MT	2009	2011
Navire Produits raffinés / chimiques	30.000 MT	2009	2012
Bitumier (Ras Tomb)	4.500 m <sup>3</sup>	2008	2009
Navire Naphta	35.000 MT	2009	2012
Navire Naphta	65.000 MT	2009	2012
Navire Fuel	35.000 MT	2009	2012
Méthanier I	150.000 m <sup>3</sup>	2009	2012
Méthanier II	150.000 m <sup>3</sup>	2009	2013

**II.2.5.2) Terminaux de regazéification :**

Afin d'assurer des débouchés stables à une production croissante Sonatrach a concrétisé des accès sur les marchés européens et américains à travers des terminaux de regazéification<sup>2</sup> :

- ✓ **Reganosa** : Sonatrach détient 10% dans le terminal de regazéification de GNL à Murgados en Galice (Espagne) d'une capacité de 2,5 milliards m<sup>3</sup>/an.
- ✓ **Isle of Grain** : Sonatrach dispose d'une réservation de regazéification d'une capacité de 4,75 milliards de m<sup>3</sup>/an sur le terminal d'Isle of Grain au Royaume Uni.
- ✓ **Montoir de Bretagne** : Sonatrach dispose d'une réservation dans le terminal de regazéification de GNL à Montoir de Bretagne en France d'une capacité de 1 milliard de m<sup>3</sup> de gaz.
- ✓ **Cove Point** : Sonatrach en partenariat avec Statoil, dispose d'un accès à une capacité de regazéification de GNL équivalente à 2 milliards de m<sup>3</sup>/an sur le terminal de Cove Point aux USA pour une durée de 15 ans.

<sup>1</sup>: Site officiel de la compagnie HYPROC SHIPPING COMPANY : <http://www.hyproc.dz> (2011)

<sup>2</sup> : Site officiel de Sonatrach : <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)

### **II.2.6) Exploration des hydrocarbures :**

L'aventure de l'exploration pétrolière en Algérie remonte au dernier quart du 19<sup>ème</sup> siècle, avec les premières explorations dans le Nord, en 1877, dans la région d'Ain Zeft, près de Relizane, dans l'Ouest de l'Algérie. Depuis, le potentiel en hydrocarbures de l'Algérie, n'a cessé de montrer ses richesses, à travers son développement dans le Sahara et aujourd'hui dans le Nord, avec les promesses offertes par l'exploration, qui trouve un nouvel élan dans cette région. En effet le Domaine minier hydrocarbures est très vaste, il couvre une surface de 1,5 millions km<sup>2</sup> qui représente pratiquement 60 % du territoire national. C'est un domaine très riche et très diversifié, aussi bien d'âge mésozoïque/paléozoïque que cénozoïque, présentant un potentiel pétrolier confirmé par les études géologiques et géochimiques effectuées par Sonatrach et les partenaires étrangers. A l'exception de quelques bassins où ont été effectuées d'importantes découvertes de gisements d'hydrocarbures, ce domaine reste peu exploré et de vastes régions n'ont connu à ce jour que des travaux préliminaires<sup>1</sup>.

### **II.3) Secteur des énergies Nouvelles et Renouvelables en Algérie:**

Le secteur de l'Energie et des Mines a inscrit la filière des « énergies renouvelables », comme un des axes prioritaires dans sa politique énergétique et environnementale. Ce choix stratégique se trouve motivé par les excellents atouts dont jouit l'Algérie dont fondamentalement le haut potentiel en énergies renouvelables national et en particulier le solaire.

A ce titre, un portefeuille important de projets énergies renouvelables et efficacité énergétique ont été définis dans le cadre du « Programme Indicatif de Développement des Moyens de Production d'Electricité 2010-2019 » et du « Programme National de la Maîtrise de l'Energie », avec comme objectifs de porter la part des énergies renouvelables dans le bilan électrique national au moins à 6%, à l'horizon 2019 et à environ 25 % à l'horizon 2050.

Aujourd'hui, la technologie du solaire thermique à concentration CSP (Concentrating Solar Power) arrive à un stade de maturité et offre un excellent potentiel technologique de production dans les pays bénéficiant d'un taux d'ensoleillement important.

En effet, NEAL (New Energy Algeria), filiale entre Sonatrach et Sonalgaz est chargée de la promotion des énergies nouvelles et renouvelables en Algérie, à travers l'identification d'opportunités, l'étude de faisabilité, la structuration des projets, le montage financier, le processus de consultation et de sélection de partenaires ou cocontractants, ainsi que l'implémentation et la supervision des projets. NEAL concentre ses efforts sur de nombreuses filières d'énergies nouvelles et renouvelables (ENR), en particulier le solaire au vu du potentiel existant en Algérie et des technologies y afférentes. Ces dernières offrent des avantages économiques à long terme déterminants pour l'économie nationale et permettront à terme un positionnement compétitif à l'international<sup>2</sup>.

---

<sup>1</sup> : Site officiel de Sonatrach : <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)

<sup>2</sup> : Site officiel de NEAL (New Energy Algeria) : <http://www.neal-dz.net> (2011)

Parmi les projets en cours de réalisation<sup>1</sup>, nous citons :

- ✓ **Solar Power Plant One (SPPI) :** En partenariat avec ABENER filiale du Groupe ABENGOA, NEAL développe un projet d'une centrale électrique hybride solaire / gaz située à Tilghemt, Hassi R'mel. D'une capacité de 150 MW dont 25 MW en solaire, elle fournira de l'électricité d'une manière centralisée et continue et répondra aux besoins de Sonatrach en matière d'énergie. Avec un investissement de 315 millions, ce projet devrait créer environ un millier d'emplois et ouvre à l'Algérie des perspectives d'exportation d'électricité vers l'Europe. Au 31 décembre 2009, l'avancement du projet de la centrale hybride de Hassi R'mel était de 86%. Le projet est en cours de réalisation et sa mise en service est prévue en cette année 2011.
  
- ✓ **Solar Power Plant Two (SPPII) :** Situé à El Meghaïr, c'est une centrale hybride solaire / gaz combinée à une station de dessalement d'eau saumâtre. L'étude de faisabilité a été confiée au bureau d'engineering espagnol SOCOIN afin de lancer ce projet. D'une capacité de 470 MW dont 70 MW pour la partie solaire CSP. La mise en service de la centrale est prévue en 2014.
  
- ✓ **Solar Power Plant Three (SPPIII) :** Situé à El Naâma, c'est une centrale hybride solaire / gaz. D'une capacité de 70 MW pour la partie solaire CSP. Des études ont été lancées en vue de l'identification de sites devant recevoir cette infrastructure destinée à la production d'électricité à partir de l'énergie solaire dans le cadre du projet Empower. La mise en service de la centrale est prévue en 2016.
  
- ✓ **Solar Power Plant Four (SPPIV) :** Situé à Hassi-R'mel, c'est une centrale hybride solaire / gaz. D'une capacité de 70 MW pour la partie solaire CSP. La mise en service de la centrale est prévue en 2018.

#### II.4) Politique de réduction des gaz associés torchés en Algérie<sup>2</sup> :

Depuis les années soixante-dix, Sonatrach s'est fixé un objectif de réduire les gaz associés torchés dans ses champs de production selon différents schémas :

- ✓ Réinjection dans les champs pétroliers pour améliorer la récupération du brut.
- ✓ Réinjection dans les champs de gaz humide pour maximiser la récupération des liquides.
- ✓ Réalisation de systèmes de gas-lift.
- ✓ Utilisation des gaz associés comme gaz combustible.
- ✓ Construction d'un réseau de transport pour collecter le gaz.

---

<sup>1</sup> : Site officiel de NEAL (New Energy Algeria) : <http://www.neal-dz.net> (2011)

<sup>2</sup> : Site officiel de Sonatrach : <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)

En effet, 32 projets de récupération des gaz torchés ont été réalisés depuis 1973 tandis que les volumes de gaz associés produits ont pratiquement été quadruples ces 33 dernières années, le taux de torchage a passé de 80% en 1970 à 11% en 2003. L'objectif à moyen terme est de réduire le taux du torchage à moins de 7%. Les efforts déployés par Sonatrach pour la réduction des gaz torchés :

- ✓ Construction d'installations pour la récupération des condensats et des GPL à partir des gaz associés.
- ✓ Production du propane et du butane pour une utilisation domestique et du GPL comme combustible pour moteur.
- ✓ Construction d'unités de réinjections des gaz dans les champs pétroliers.
- ✓ Capacité de réinjections disponible supérieure à la capacité requise pour éviter le torchage pendant les arrêts des actions de maintenance.
- ✓ Construction d'unités à pression réduite pour la récupération des gaz associés.
- ✓ Unités de compression pour alimenter les unités de récupération de GPL.
- ✓ Renouvellement et réaménagement des réseaux de torches pour des raisons de sécurité et de protection de l'environnement.
- ✓ Séparation des liquides contenus dans les gaz torchés.
- ✓ Extension de la capacité de séparation gas-oil.
- ✓ Optimisation du réseau de collecte des champs pétroliers.
- ✓ Revamping des installations de l'amont.

Depuis son association au grand projet intitulé GGFRI (*Global Gas Flaring Reduction Initiative*) initié en novembre 2001 et qui vise à réduire les émissions de gaz à effet de serre responsables du réchauffement climatique, Le Gouvernement algérien, et en particulier le Groupe Sonatrach, est engagé dans deux projets :

- ✓ Projet d'évaluation pour l'utilisation des gaz associés torchés en Algérie (*Algeria Assessment for the utilization of flare gas*).
- ✓ Projets pilotes d'application du mécanisme de développement propre pour la réduction des gaz torchés en Algérie (*Clean Development Mechanism -CDM- pilot projects for gas flaring reductions in Algeria*).

## I. TECHNOLOGIE FISCHER-TROPSCH :

### I.1) Introduction :

La technologie Fischer-Tropsch peut être brièvement définie comme étant le moyen utilisé pour convertir le gaz de synthèse contenant de l'hydrogène ( $H_2$ ) et du monoxyde de carbone (CO) en produits d'hydrocarbures. Ces derniers sont principalement, à température ambiante, des hydrocarbures liquides, certains sont gazeux et quelques d'autres peuvent même être solides.

Le but le plus populaire de la technologie FT est d'utiliser le gaz naturel en abondance et à faible coût afin de produire des distillats moyens et des carburants propres (faible teneur en soufre et en composés aromatiques), avec le principal coproduit le naphta paraffinique comme matière première pour le vapocraqueur, pour fabriquer principalement l'éthylène et le propylène. D'autres coproduits comme les détergents et les lubrifiants intermédiaires synthétiques et les alpha-oléfines utilisées pour la production des polymères. Parmi les avantages des hydrocarbures FT par rapport à ceux issus du pétrole brut, en tant que matières premières pour la production des combustibles, l'absence de soufre, d'azote, des métaux lourds (contaminants) et une faible teneur en aromatiques.

Les performances de la synthèse FT dépend de la composition de la charge, la formulation de catalyseur et la température d'exploitation. Les effets de ces variables sont liés entre eux. En outre, les catalyseurs utilisés subissent des changements chimiques (et parfois physique) au cours de la synthèse FT ce qui complique encore la conception et l'optimisation des réacteurs. En effet un autre aspect qui nécessite l'optimisation c'est bien le bilan énergétique. Que soit la génération du gaz de synthèse ou la synthèse FT, portent sur des montants énormes d'échange de chaleur.

En réalité la technologie FT traite des sujets sur une vaste gamme de grandeurs physiques. D'un côté, on retrouve des techniques de la science des surfaces qui sont utilisées pour examiner la surface des catalyseurs avec des dimensions à l'ordre d'angström. À l'autre extrême, les plus grands récipients, sous pression, au monde sont utilisés comme des réacteurs FT. Ces derniers ont des diamètres de l'ordre de 10 mètres, une hauteur supérieure à 30 mètres et ils pèsent environ 2000 tonnes [Andre Steynberg et Mark Dry 2004].

Le maintien du brut à des prix élevés devrait toutefois favoriser le développement des filières GTL, voir CTL et BTL, et amener les carburants synthétiques à occuper une place significative dans le bouquet énergétique du futur.

## I.2) Historique de la technologie :

La première mention de fabrication d'un hydrocarbure à partir du gaz de synthèse par réaction catalytique remonte à 1902 lorsque *Sabatier* et *Senderens* procédèrent à la fabrication de méthane sur nickel et cobalt à partir d'un mélange de monoxyde de carbone et d'hydrogène. Six ans plus tard *Orlov*, réussit à fabriquer de l'éthylène sur un catalyseur bimétallique nickel-palladium. En 1913 paraissait le premier brevet exploitant cette gamme de réactions, déposé en Allemagne par la société *BASF*, et revendiquant la préparation d'une huile à partir du gaz de synthèse sur catalyseurs cobalt-osmium [Loïc Guillou 2005].

Le procédé fut ensuite perfectionné par *Fischer* et *Tropsch*, qui rapportaient en 1924 la fabrication d'hydrocarbures synthétiques à l'aide d'un catalyseur au fer. La conversion FT a été utilisée pour la première fois commercialement dans les années 1930, lorsque l'Allemagne a commencé à produire des hydrocarbures liquides à partir de charbon pour alimenter les véhicules [Eric D. Larson et Haiming Jin 1999]. Ce procédé présentait toutefois l'inconvénient majeur d'utiliser un catalyseur se désactivant très vite à pression atmosphérique. En travaillant à pression élevée (50 bar) et à forte température (450°C) ces premiers travaux aboutirent au procédé *Synthol*, ayant une forte sélectivité en produits oxygénés. Par la suite, d'autres procédés furent développés (*ARGE*, *Synol*, *Robinson-Bindley* ...) [C.H. Bartholomew 2003].

A la fin de la seconde guerre mondiale, la plupart des installations avaient été détruites ou démantelées. Un grand nombre de renseignements les concernant fut rapatrié en Grande-Bretagne, mais surtout aux Etats-Unis, où fut entamée une vaste évaluation, dirigée par le ministère de l'énergie (D.O.E., *Department of Energy*). Cette opération initie le lancement d'un certain nombre d'unités pilotes, comme à *Brownsville* (Texas, procédé *Hydrocol*, 5000 bbl/j) ou en *Louisiane* avec le *Bureau of Mine Plant* en 1950. Mais en même temps, la découverte et la mise en exploitation de vastes champs pétrolifères au Moyen-Orient (*Ghawar*, *Arabie Saoudite*) provoqua la fermeture progressive des ces dernières installations utilisant des procédés de type SFT : le faible coût du pétrole rendait ce type de production peu intéressant [Schulz H. 1999].

Parallèlement, l'Afrique du Sud, souhaitant valoriser ses importantes réserves charbonnières, ouvrait à *Sasolburg* son premier site de production de carburants synthétiques. Malgré des débuts difficiles, l'entreprise développa et améliora les procédés *ARGE* et *Kellogg*. Par la suite, deux autres sites CTL-SFT furent commissionnés : *Sasol II* et *Sasol III* ouverts en 1976 et 1983. Ils permirent à l'Afrique du Sud d'amoindrir les effets de la révolution iranienne (principal fournisseur pétrolier de l'Afrique du Sud), de l'embargo lié à l'apartheid et des chocs pétroliers [Loïc Guillou 2005].

Les crises internationales et l'instabilité des prix du pétrole relancèrent alors l'intérêt général porté à la SFT. Les percées industrielles les plus visibles furent le développement et l'implantation des procédés *S.A.S.* (*Sasol advanced Synthol*) chez *Sasol* et *MossGas* ainsi que le *S.M.D.S.* (*Shell Middle Distillate Synthesis*) en Malaisie par *Shell* en 1992. Depuis, la plupart des grands groupes pétroliers ont investi

d'énormes efforts financiers pour entrer dans le club technologique assez fermé du GTL-SFT. *ExxonMobil* par exemple est en mesure de proposer son propre grand procédé (*A.G.C.-21*) visant à exploiter les importants gisements gaziers découverts dans les années 70. De plus petites compagnies (*Rentech, Statoil, Syntroleum*), misant sur de plus petits projets destinés à des applications de moins grande envergure mais permettant la rentabilité de gisements isolés ou diffus, développèrent également ces technologies au même moment [WEICK L.J. 1998].

La technologie FT convertit le gaz de synthèse ( $\text{CO}$  et  $\text{H}_2$ ) qui peut être produit à partir du charbon, du gaz naturel, résidus de pétrole, la biomasse, ainsi que tous matériaux carbonés à des hydrocarbures à chaîne longue. Il s'agit d'une voie alternative pour obtenir des carburants et produits chimiques plutôt que les ressources pétrolières dominante actuelle. Fischer-Tropsch est en train de devenir compétitive au pétrole en raison de ses catalyseurs et des procédés améliorés. Actuellement, *Gas to Liquids* (GTL) est l'accent majeur sur SFT, mais, du charbon au pétrole est toujours une solution vitale pour les pays disposant de ressources abondantes de charbon.

### **I.3) Production du gaz de synthèse :**

Avant d'entamer l'étape réactionnelle de la synthèse FT, il est nécessaire de connaître d'où vient la charge entrant cette section et quels sont les traitements préalables de cette dernière.

D'une manière générale, le gaz de synthèse est un mélange d'hydrogène, de monoxyde de carbone et de dioxyde de carbone. Selon son utilisation, le rapport de ces trois constituants peut varier. Ainsi, par exemple dans le cas de la synthèse de Fischer-Tropsch à basse température, le gaz de synthèse ne doit pas contenir de dioxyde de carbone et le rapport  $\text{H}_2/\text{CO}$  optimal est égal à 2. Dans ce dernier cas la dénomination *gaz de synthèse* se réfère au mélange  $\text{CO} / \text{H}_2$ .

La section de préparation du gaz de synthèse est une partie importante dans une usine GTL, CTL ou BTL. Elle est la plus chère des trois sections du procédé (gaz de synthèse, la synthèse FT, valorisation des produits), et elle est responsable de la plus grande partie de la conversion d'énergie dans l'usine. La conception de cette dernière est donc une étape très essentielle pour l'économie d'un projet GTL. Toutefois, elle dépend essentiellement des caractéristiques de la matière première, des produits désirés et de plusieurs d'autres facteurs extérieurs.

Le gaz de synthèse peut être produit à partir de différentes sources, telles que la biomasse, le charbon, les huiles lourdes ou résidus lourds ainsi que le gaz naturel (le méthane). En fonction de la matière première utilisée, dans ce qui suit les différentes méthodes pour la production du gaz de synthèse.

#### **I.3.1) Par Gazéification:**

La gazéification est un procédé qui permet de convertir des matières carbonées, comme le charbon, le pétrole, ou la biomasse, en monoxyde de carbone et hydrogène par une réaction, à des températures



très élevées, entre la matière première et une quantité contrôlée d'oxygène. Le mélange carboné obtenu, appelé syngas ou gaz de synthèse. Le syngas peut être utilisé directement dans un moteur à combustion interne, ou servir à produire de l'hydrogène et du méthanol, ou encore être converti via le procédé Fischer-Tropsch en essence synthétique [Wisam Al-Shalchi 2006].

La gazéification peut aussi s'appliquer à des matériaux, tels que la biomasse ou les déchets organiques, qui ne sont pas directement utilisables comme carburant<sup>1</sup>.

Il existe à l'heure actuelle sur le marché quatre procédés de gazéification opérationnels<sup>1</sup> :

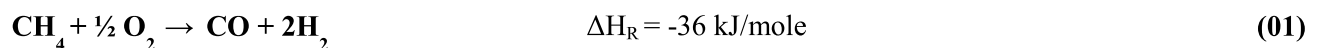
- ✓ La gazéification à lit solide à contre courant.
- ✓ La gazéification à lit solide à injection.
- ✓ La gazéification à lit fluidifié.
- ✓ La gazéification à lit entraîné.

### **I.3.2) Par l'utilisation du gaz naturel :**

Le gaz de synthèse est généralement produit à partir de gaz naturel par l'un des procédés [Rostrup Nielsen et al. (2002)] suivants :

#### **I.3.2.1) Oxydation partielle (*Partial oxidation*) PO:**

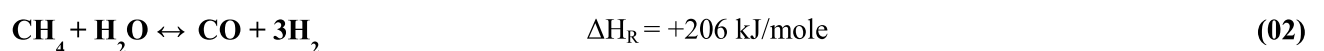
Dans le processus d'oxydation partielle (PO), le gaz naturel réagit avec l'oxygène pur dans une flamme nue à une température de 1200 à 1500°C.



Le processus peut être effectué sans l'utilisation d'un catalyseur, mais il a été constaté que l'utilisation d'un catalyseur comme le nickel ou le cobalt peuvent améliorer la production et le processus est appelé dans ce cas, l'oxydation partielle catalytique (CPO). Le gaz produit est composé de H<sub>2</sub> et CO avec un rapport (H<sub>2</sub>/CO) généralement à moins de 2/1 en mole.

#### **I.3.2.2) Reforming à la vapeur (*Steam Reforming*) SR:**

Ce procédé appelé reformage à la vapeur (SR) convertit le gaz naturel (méthane) en présence de la vapeur d'eau et sur un catalyseur de nickel au 800 à 1000°C et 30 bar, en un gaz de synthèse riche en hydrogène. Un excès de vapeur est toujours nécessaire pour supprimer la formation de carbone dans le catalyseur. Le rapport typique (H<sub>2</sub>/CO) est supérieur à 3/1.



<sup>1</sup> : Essence synthétique : [http://fr.wikipedia.org/wiki/Essence\\_synthétique](http://fr.wikipedia.org/wiki/Essence_synthétique) (2010)

Le gaz naturel doit être désulfuré (traité) afin d'éviter la désactivation du catalyseur. Le catalyseur utilisé (qui est normalement à base de nickel), est emballé dans des tubes chauffés extérieurement suspendue dans la case du four.

### I.3.2.3) Reforming auto-thermique (*Autothermal Reforming*) ATR:

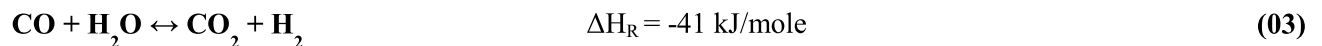
Ce procédé est une combinaison des deux procédés ci-dessus (PO et SR) en une seule étape. Les principales réactions survenant dans ce cas sont définies pour le méthane dans (01) et (02) citées précédemment :



Ce procédé présente des avantages par rapport aux deux premiers :

- ✓ Une plus basse température de réaction.
- ✓ Moins de consommation en oxygène.
- ✓ Un rapport ( $\text{H}_2/\text{CO}$ ) de 2/1 qui est idéalement adaptée à la synthèse Fischer-Tropsch.

Une autre réaction, appelée *Water gas shift reaction*, peut avoir lieu dans ce processus et même également pour le reformage à la vapeur et cela peut arriver lorsque la production d'hydrogène doit être maximisée en vue de produire (en sortie du réacteur) que du CO et  $\text{H}_2$ .



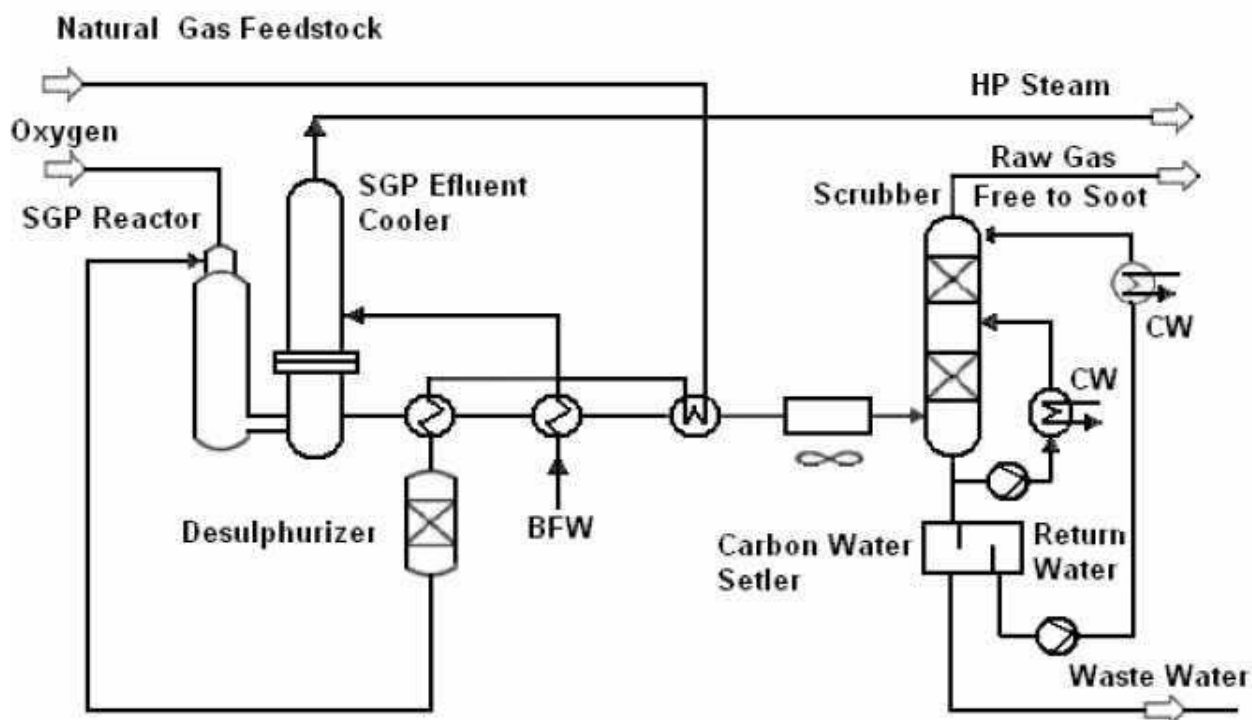
Cette réaction produit du dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ). Ce dernier est éliminé selon les deux réactions suivantes, pour la formation de plus du gaz de synthèse.



Ces réactions sont appelées *CO<sub>2</sub> steam reforming reaction* et elles peuvent être accélérées par l'application d'une haute pression qui aide à absorber l'eau. Les produits de la réaction sont :  $\text{H}_2$ , CO,  $\text{CO}_2$  et le  $\text{CH}_4$  avec de la vapeur non décomposée. Ces gaz sont ensuite passés à une deuxième phase de reforming à travers un réacteur secondaire contenant un catalyseur peu moins actif que celui dans la première étape.

### I.3.2.4) Gazéification Shell (Shell's Gasification Process) PSC:

C'est une ancienne technique qui revient aux années 50s. Le rapport  $\text{H}_2/\text{CO}$  dans le gaz de synthèse est généralement compris entre 1,7 et 1,8 et la teneur en  $\text{CO}_2$  est de 1,7 à 3 en fonction du taux d'addition de vapeur [Wisam Al-Shalchi 2006]. Un schéma simplifié est représenté dans la figure suivante :



**Figure II.1:** Procédé de gazéification Shell.

L'alimentation en gaz est préchauffée avec le gaz brut à une température d'environ 380 °C pour la désulfuration avant d'être introduit dans le réacteur. La réaction d'oxydation partielle se déroule vers 1300 à 1400 ° C. La chaleur sensible du gaz chaud est utilisée pour produire de la vapeur à haute pression, avec ou sans surchauffe, selon le besoin.

### I.3.2.5) Méthode de la membrane de céramique :

C'est une méthode qui a marqué une révolution dans la branche GTL. Elle est découverte récemment et elle consiste à une combinaison de deux processus : le première étant la séparation de l'oxygène de l'air et la deuxième c'est de réagir cet oxygène avec le gaz naturel pour produire du gaz de synthèse. Cette nouvelle technique a abaissé le coût de production de gaz de synthèse. En effet, elle a éliminé l'usine cryogénique pour la séparation de l'oxygène d'air, utilisée dans les méthodes traditionnelles et elle combine l'ensemble du processus dans une unité, et ne nécessite pas d'énergie extérieure afin de soutenir la réaction d'oxydation partielle du méthane.

Le tableau II.1 représente la composition du gaz de synthèse pour différentes méthodes de production.

**Tableau II.1 :** Composition du gaz de synthèse pour différents cas.

	Gazéification	Oxydation partielle	Reforming à la vapeur	Reforming auto-thermique	Gazéification Shell
<b>H<sub>2</sub></b>	67,8	61	73 - 76	68	65,1
<b>CO</b>	28,7	35	17 - 12	21	34,9
<b>CO<sub>2</sub></b>	2,9	3	5 - 11	10	1,7 - 3
<b>CH<sub>4</sub></b>	0,6	-	1 - 4	0,5	1,27
<b>H<sub>2</sub>/CO</b>	> 2,0	2,0	3,0	2,0	1,86

## II.4) La réaction Fischer-Tropsch :

### II.4.1) Réactions mises en jeu dans la synthèse Fischer Tropsch :

La réaction du gaz de synthèse sur un catalyseur approprié initie un processus de croissance de chaîne qui conduit à un mélange d'hydrocarbures de structure paraffinique, de longueur de chaîne comprise entre  $C_1$  et  $C_{100}$  ou plus, dont la répartition obéit en première approche aux lois statistiques de la polymérisation [Nadour Tahar 2010]. Cette réaction se caractérise par une forte exothermicité.

En effet la basse température favorise la formation des longues chaînes par contre les températures élevées sont choisies pour produire les essences. D'autre part la sélectivité est contrôlée par le choix de la composition du gaz de synthèse, le temps de séjour dans le réacteur et la formulation du catalyseur.

Les différentes réactions mises en jeu sont schématisées dans le tableau suivant :

**Tableau II.2:** Les différentes réactions qui se déroulent au courant de la synthèse Fischer Tropsch

<b>Reactions Principales:</b>		
1. Paraffines	$(2n+1) H_2 + n CO \rightarrow C_n H_{2n+2} + n H_2O$	(06)
2. Oléfines	$2n H_2 + n CO \rightarrow C_n H_{2n} + n H_2O$	(07)
3. Water-gas-shift	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	
<b>Reactions Secondaires:</b>		
4. Alcools	$2n H_2 + n CO \rightarrow C_n H_{2n+2} O + (n-1) H_2O$	(08)
5. La réaction Boudouard (la formation du carbone)	$2CO \rightarrow C + CO_2$	(09)
6. Aromatiques	$(6+n)CO + (9+2n)H_2 \rightarrow C_{6+n} H_{6+2n} + (6+n)H_2O$	(10)
<b>Modification du catalyseur:</b>		
7. Désactivation du catalyseur par oxydation	a. $M_x O_y + y H_2 \leftrightarrow y H_2O + x M$	(11)
	b. $M_x O_y + y CO \leftrightarrow y CO_2 + x M$	
8. Formation du carbide	$y C + x M \leftrightarrow M_x C_y$	(12)

Généralement les produits oxygénés formés sont relativement en faibles quantités et dès fois sont négligeables. Les aromatiques et les produits cycliques se forment pour des températures supérieures de 300 °C.

### II.4.2) Catalyseurs utilisés dans la synthèse Fischer Tropsch :

Les catalyseurs actifs de la synthèse FT appartiennent en général aux métaux du groupe VIII de la classification périodique. Ils peuvent être préparés de diverses façons et présenter une formulation incluant, en plus du métal actif, un support et/ou des dopants et promoteurs.

Ces métaux peuvent être dispersés sous formes de particules sur des supports de type oxyde ( $TiO_2$ ,  $Al_2O_3$ ,  $SiO_2$ ...) au cours de la préparation du catalyseur. La nature du support va avoir une certaine influence sur les performances du catalyseur.

Les promoteurs employés au cours de la fabrication du catalyseur sont essentiellement destinés à accroître la stabilité et l'activité du catalyseur afin d'optimiser ses performances sur le temps de cycle considéré. Quelques effets en termes de sélectivité peuvent également être obtenus.

Un certain nombre d'additifs peuvent également venir compléter la formulation du catalyseur, comme par exemple des ajouts de métaux promoteurs ou d'oxydes supplémentaires. Leur action peut par exemple améliorer la dispersion de la phase métallique ou sa réductibilité [Loïc Guillou 2005].

Industriellement Les principaux catalyseurs utilisés sont formulés à partir de fer, de cobalt, de nickel ou de ruthénium selon le type de production recherché. D'autres métaux (rhénium par exemple) peuvent être actifs sous les conditions de la synthèse FT, mais ne sont que rarement ou pas du tout utilisés. La principale raison est le coût relatif de ces métaux, évalué par rapport à leur durée de vie et performances. Ainsi, le fer est le métal le moins cher alors que le nickel et le cobalt sont environ 250 à 1000 fois plus chers. Les coûts respectifs du ruthénium et rhénium atteignent quant à eux environ 48000 et 570000 fois ceux du fer [Loïc Guillou 2005].

#### **II.4.3) Poisons et désactivation du catalyseur :**

Le principal poison des catalyseurs de la synthèse FT est le soufre qui désactive indifféremment le fer, le nickel et le cobalt : sur le fer, le soufre inhibe l'adsorption du CO et sur le nickel, c'est la chimisorption de l'hydrogène qui est contrecarrée.

Une autre catégorie de poisons est représentée par les halogènes tel le chlore qui doit donc être exclu des composés employés au cours de la synthèse du catalyseur. Le plomb et l'antimoine, ainsi que le bismuth à forte concentration peuvent aussi être catalogués comme poisons.

Concernant la désactivation, une première origine est le dépôt de noir de carbone sur les catalyseurs, par la réaction de Boudouard. Cependant, en opérant en dessous de 270°C, l'empoisonnement par dépôt de carbone peut être évité.

L'eau reste la principale source de désactivation des catalyseurs. Dans la majorité des cas, il est admis qu'elle est source de ré-oxydation des catalyseurs au fer. Son influence exacte sur les catalyseurs au cobalt n'est pas clairement établie. Si de nombreux cas semblent indiquer une désactivation des catalyseurs au cobalt, il apparaît que la présence d'eau à faible concentration puisse parfois avoir un impact favorable sur certains catalyseurs. Néanmoins ces résultats restent pour l'heure controversés.

#### **II.4.4) Activité et Sélectivité :**

Il est à noter également que lors de la formulation du catalyseur, le choix du métal dicte en partie les conditions sous lesquelles la synthèse pourra s'opérer. Ces paramètres vont donc imposer une gamme d'activité et de sélectivité pour chaque système catalytique. Par exemple, si l'on recherche une production de type Diesel (paraffines linéaires), des conditions douces en température et pression combinées à un catalyseur au cobalt peuvent être préférées à d'autres solutions.

### II.4.5) Thermodynamique de la synthèse Fischer-Tropsch :

La SFT peut être résumée en quelques équations stœchiométriques illustrant le phénomène de création de l'espèce  $-(CH_2)-$ , utilisée ici comme monomère modèle d'addition mais il existe également d'autres systèmes rendant compte des réactions secondaires de formation d'alcènes et d'alcools. Il est ici nécessaire d'insister sur le fait que ces équations ne donnent aucune information sur le mécanisme réactionnel réel.



Mise à part l'équation WGS (03), tous ces équilibres traduisent une diminution du nombre de moles gazeuses. La SFT sera donc favorisée par des pressions élevées.

Un certain nombre de réactions peuvent également avoir lieu en parallèle à la SFT dans les mêmes conditions réactionnelles : elles peuvent ainsi la concurrencer ou participer à une dégradation du catalyseur et des conditions de réaction. On peut citer parmi ces réactions parasites le retour du gaz à l'eau (*water-gas-shift* ou WGS) (03), le retour au méthane ((16), (17) et (18)) ou la réaction de Boudouard (aussi appelée cokéfaction) (09).



Il faut préciser que ces réactions peuvent ne pas avoir toutes systématiquement lieu. Par exemple, la WGS opère principalement sur les catalyseurs à base de fer. La formation du méthane par la voie présentée en (17) a elle aussi principalement lieu sur les catalyseurs au fer.

Quant aux équations (15) et (18) elles peuvent se rattacher à la synthèse de Sabatier qui utilise du  $CO_2$  en lieu et place du CO. Elles montrent ainsi la continuité qui peut exister avec la SFT. Leur influence ne devient cependant notable que pour des températures supérieures à  $300^\circ C$ .

La prise en compte de ces diverses contributions donne alors une enthalpie de réaction moyenne de  $-150 \text{ kJ/mol}$ , ce qui implique que la SFT est une réaction exothermique. D'autre part dans la gamme de températures habituellement employées pour la synthèse (de  $180$  à  $400^\circ C$ ), c'est la formation de méthane qui est thermodynamiquement favorisée, au détriment de la croissance de chaîne liée à la formation des monomères d'insertion. A température donnée, la méthanisation devrait donc être prépondérante, devant les paraffines, les oléfines et les dérivés oxygénés (dans cet ordre).

Cependant, si à haute température, la production de méthane est effectivement majoritaire par rapport à la création de chaînes, la thermodynamique seule ne suffit pas pour décrire la distribution des produits obtenue : sur catalyseur au cobalt, l'augmentation avec la température est concomitante avec l'augmentation de la probabilité d'obtenir des oléfines ou des dérivés oxygénés alors que parallèlement le nombre de paraffines tend à diminuer. L'influence de paramètres additionnels à la température (pression, temps de contact...) sur la longueur moyenne des chaînes, les taux d'insaturation ou de ramification laisse apparaître un contrôle cinétique. C'est donc une ou plusieurs étapes cinétiquement déterminantes de la synthèse qui définissent la sélectivité.

#### **II.4.6) Cinétique de la synthèse Fischer-Tropsch :**

Des études récentes, sur la cinétique des réactions FT, ont reporté que les activités des catalyseurs métaux sont classées par ordre décroissant comme suit : Ru, Ni, Co et Fe [Storch H.H. et al. 1951]. En utilisant un support à base d'alumine l'activité du Fe sera en deuxième position après Ru, suivie par Ni puis le Co [Vannice M.A. 1975]. Avec un support en silica, le classement des activités sera : Co, Fe, Ru et Ni [Vannice M.A. 1977]. Ces divergences sont dues principalement aux différentes méthodes de préparation et la probabilité du nombre des sites actifs sous différentes conditions, mais en point de vue commerciale le Co est considéré plus active que le Fe. D'après [Iglesia E. et al. 2002], pour un réacteur FT, le chiffre d'affaire d'une charge catalytique à base de Co est trois fois plus importante que celle à base de Fe. D'une manière générale, les vitesses observées ne dépendront pas seulement des vitesses réactionnelles intrinsèques pour les réactions FT, basées sur la surface du catalyseur mais aussi elles dépendent des vitesses de diffusion des réactifs et des produits à travers les pores du catalyseur. En effet les vitesses de diffusion dépendent à leur part de la porosité et la taille des pores, la taille des particules et la présence ou non des cires liquides dans les particules du catalyseur.

##### **II.4.6.1) Catalyseur à base du Fer :**

Parmi les grands problèmes rencontrés dans les réacteurs FT est la formation des cires. La présence de ces derniers diminue la vitesse de diffusion des réactifs vers les sites actifs du catalyseur et par conséquent toutes les vitesses réactionnelles des réactifs seront diminuées également. Dans des situations pareilles, lorsque les particules du catalyseur sont saturées en cires, on est appelé à injecter périodiquement un solvant léger pour extraire les cires. On peut remarquer un regain important et immédiat sur l'activité du catalyseur qui va être augmenté mais cette dernière va rapidement diminuer et reprendre sa valeur précédente – de saturation – lorsque des particules nouvelles de cires sont reproduites [Dry M.E. 1981]. En effet il a été remarqué que lorsque les particules du catalyseur, à base du Fer, sont préalablement traitées avec du nitrate, l'activité augmente significativement et la sélectivité des cires diminue [Emmett P.H. 1956]. De même il a été remarqué que l'activité du catalyseur est influencée par la quantité des cires présentes et la longueur des chaînes. Des études à Sasol ont

confirmé ces constatations, en effet l'activité du catalyseur nitraté a été augmenté d'un facteur de 1,3 lorsque la sélectivité des cires est diminuée d'un facteur de 7 [Dry M.E. 1981].

Beaucoup d'autres études et recherches sont consacrées sur la cinétique FT. Différentes constatations ont été déduites sur l'influence de la taille des particules du catalyseur et la concentration des réactifs sur l'activité du catalyseur. Parmi les fameuses équations cinétiques qui ont été proposées afin d'expliquer la vitesse des réactions FT à base du Fer, nous citons :

$$r = kP_{H_2}^{0,6}P_{CO}^{0,4} - fr^{0,5}P_{H_2O}^{0,5} \quad [\text{Anderson R.B. et al. 1964}] \quad (1)$$

$$r = mP_{H_2}P_{CO}/(P_{CO} + nP_{H_2O}) \quad [\text{Emmett P.H. 1956}] \text{ et } [\text{Dry M.E. 1976}] \quad (2)$$

$$r = aP_{CO}P_{H_2}/(P_{CO}P_{H_2} + bP_{H_2O}) \quad [\text{Huff G.A. et Satterfield C.N. 1984}] \quad (3)$$

$$r = aP_{CO}P_{H_2}/(P_{CO} + bP_{H_2O} + cP_{CO_2}) \quad [\text{Ledakowicz S. et al. 1985}] \quad (4)$$

La valeur de m dans l'équation (2) incorpore la température, l'énergie d'activation et la masse du catalyseur par unité de volume du réacteur.

A base de ces équations et à travers beaucoup d'expériences effectuées sur des installations pilotes ou commerciales il a été constaté que :

- ✓ La vitesse est fortement liée à la pression partielle d'hydrogène et que pour des taux de conversion faibles elle est seulement en fonction de cette dernière [Dry M.E. et al. 1972].
- ✓ La vitesse augmente avec l'augmentation de la pression partielle du CO.
- ✓ La pression partielle du CO<sub>2</sub> n'a pas un effet direct sur la vitesse réactionnelle mais plutôt elle affecte la pression partielle de d'autres constituants à travers la réaction *water gas shift* (WGS). En effet la pression partielle du CO<sub>2</sub> influe d'une manière similaire que la réaction (WGS).
- ✓ La vitesse diminue remarquablement avec l'augmentation de la pression partielle d'eau.
- ✓ Le niveau des hydrocarbures dans le réacteur n'a pas d'effets sur la vitesse de la réaction.

En se basant sur les remarques précédentes une nouvelle équation a été établie :

$$r = mP_{H_2}P_{CO}/(P_{CO} + aP_{H_2O}) \quad (5)$$

Il est à noter que pour des taux de conversion faibles, c'est à dire lorsque la pression partielle d'eau est faible, cette équation se réduit à :



$$\mathbf{r} = \mathbf{mP}_{\text{H}_2} \quad (6)$$

Cette simplification (6) déduite par [M.E. Dry et al. 1972] confirme les deux équations (2) et (3).

Ces résultats ont été vérifiés dans un réacteur commercial à lit fluidisé pour les cas de hautes et basses températures (HTFT et LTFT) [Dry M.E. 1981].

En prenant compte l'effet de la réaction WGS dans un réacteur fluidisé à haute température HTFT (environ 330 à 340°C) cette réaction est très rapide et elle apparaît équilibrée tout le long du réacteur. Par contre dans un réacteur à lit fixe opérant à basse température LTFT, elle est nécessaire pour le déterminer la composition du gaz le long du réacteur. Sous ces dernières conditions pour un LTFT une équation simple a été déduite :

$$\mathbf{r}_{\text{WGS}} = \mathbf{cP}_{\text{CO}} \quad (7)$$

L'effet négatif de l'eau sur les réactions FT peut être déduit des quatre équations précédentes. Ça est probablement dû à la sensibilité du Fer à la corrosion par la vapeur d'eau.

Une approche théorique a été réalisée par [Dry M.E. 1976] pour établir l'équation cinétique des réactions FT. L'hypothèse s'était basée sur le calcul de la vitesse de l'étape la plus lente. Cette dernière était supposée celle de la formation du monomère HCOH (la dissociation du H<sub>2</sub> en molécules d'hydrogène et la réaction de ces dernière avec le CO chimi-adsorbé). La réaction établie s'était :

$$\mathbf{r} = \mathbf{mP}_{\text{H}_2} \theta_{\text{CO}} \quad (8)$$

Où  $\theta_{\text{CO}}$  est la fraction des sites actifs occupés par le CO chimi-adsorbé. S'il ya une concurrence de chimi-adsorption sur les sites actifs entre le CO, H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub> donc d'après la théorie d'adsorption de Langmuir le terme  $\theta_{\text{CO}}$  prend la forme :

$$\theta_{\text{CO}} = \mathbf{k}_{\text{CO}}\mathbf{P}_{\text{CO}} / (1 + \mathbf{k}_{\text{CO}}\mathbf{P}_{\text{CO}} + \mathbf{k}_{\text{H}_2\text{O}}\mathbf{P}_{\text{H}_2\text{O}} + \mathbf{k}_{\text{H}_2}\mathbf{P}_{\text{H}_2} + \mathbf{k}_{\text{CO}_2}\mathbf{P}_{\text{CO}_2}) \quad (9)$$

En se basant sur l'effet que la chimi-adsorption des gaz par le Fer est relativement négligeable [Dry M.E. et al. 1969] et sur le fait que le CO<sub>2</sub> n'a pas d'influence direct sur la vitesse des réactions FT, le terme  $\theta_{\text{CO}}$  se simplifié en :

$$\theta_{\text{CO}} = \mathbf{P}_{\text{CO}} / (\mathbf{P}_{\text{CO}} + \mathbf{aP}_{\text{H}_2\text{O}}) \quad \text{avec} \quad \mathbf{a} = \mathbf{k}_{\text{H}_2\text{O}} / \mathbf{k}_{\text{CO}} \quad (10)$$

En remplaçant le terme  $\theta_{CO}$  par son expression dans l'équation (6) la vitesse prend la formule suivante :

$$r = mP_{H_2} P_{CO} / (P_{CO} + aP_{H_2O}) \quad (11)$$

Cette dernière prend les mêmes termes que l'équation (5) déduite expérimentalement. Cette équation a été largement utilisée dans le dimensionnement et l'évaluation des performances pour les deux type réacteurs HTFT et LTFT.

Récemment plusieurs études, sur la cinétique et la performance des catalyseurs FT, ont été mené par de nombreux chercheurs. Depuis les années 70 jusqu'aujourd'hui la forme générale de l'équation de vitesse (5) n'a pas changé. Les Nous citons quelques exemples :

- Les travaux de [Zimmerman W.H. et al. 1990] et [Riedel T.2003]. Le tableau II.3 illustre quelques données concernant leurs travaux.

**Tableau II.3 :** Expression Cinétique et les valeurs des paramètres pour les réactions d'une SFT et WGS avec un catalyseur à base du Fer (Fe/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Cu/K).

Expression de la vitesse pour les réactions de la SFT [Zimmerman W.H. et al. 1990, Riedel T. 2003 et Newsome D.S. 1980]	$r_{FT} = k_{FT} \frac{P_{H_2} P_{CO}}{(P_{CO} + a_{FT} P_{H_2O} + b_{FT} P_{CO_2})}$			
Expression de la vitesse et des constantes d'équilibre pour la réaction WGS [Zimmerman W.H. et al. 1990, Riedel T. 2003 et Newsome D.S. 1980]	$r_{WGS} = k_{SH} \frac{P_{H_2} P_{CO_2} - \frac{P_{CO} P_{H_2O}}{K_{CO_2}}}{(P_{CO} + a_{SH} P_{H_2O} + b_{SH} P_{CO_2})}$			
	$K_{CO_2} = 1/K_{CO} = \frac{P_{CO} P_{H_2O}}{P_{CO_2} P_{H_2}}$			
	$K_{CO} = \exp\left(\frac{2073}{T} - 2,029\right)$			
	$k_{A,i}$	$E_{A,i}$	$a_i$	$b_i$
Les réactions de la SFT [Zimmerman W.H. et al. 1990], [Riedel T.2003]	8,58 1,77	86 72	4,8 33	0,33 2,7
CO <sub>2</sub> /CO shift [Zimmerman W.H. et al. 1990], [Riedel T.2003]	9,33 10 <sup>6</sup> 3,34 10 <sup>-2</sup>	132 55	21 65	0 7,4

- [Raje A.P. et Davis B.H. 1997] ont développé pour un réacteur fluidisé utilisant un catalyseur à base du Fer les deux équations suivantes :

✓ La vitesse réactionnelle pour la synthèse FT :

$$r_{FTS} = k_{FTS} P_{H_2} P_{CO} / (P_{CO} + a P_{H_2O}) \quad (12)$$

✓ La vitesse réactionnelle pour la réaction WGS :

$$r_{WGS} = k_{WGS} (P_{H_2O} P_{CO} - \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{K_1}) / (P_{CO} + K_2 P_{H_2O})^2 \quad (13)$$

En effet un nombre limité des publications sur la cinétique sont disponible dans la littérature.

#### II.4.6.2) Catalyseur à base du Cobalt :

La cinétique des réactions FT à base du Cobalt est moins complexe que celle à base du Fer et ça revient principalement à l'absence de la réaction *water gas shift* (WGS) [ALBA MENA SUBIRANAS; 2008]. Le premier réacteur industriel utilisant un catalyseur à base du cobalt c'est bien celui de Shell au Malaisie. Du point de vue publications il n'y avait pas assez d'informations publiées concernant la cinétique des réactions FT à base du Co. En effet quelques exemples pour déterminer la vitesse réactionnelle ont été établis, nous citons quelques uns:

$$r = k P_{H_2}^2 / P_{CO} \quad [\text{Brotz W. et Elektrochem Z. 1949}] \quad (14)$$

$$r = a P_{CO} P_{H_2}^2 / (1 + b P_{CO} P_{H_2}^2) \quad [\text{Anderson R.B. 1956}] \quad (15)$$

$$r = a P_{CO} P_{H_2}^{0.5} / (1 + b P_{CO} + c P_{H_2}^{0.5})^2 \quad [\text{Sarup B. et Wojciechowski B.W. 1989}] \quad (16)$$

$$r = a P_{CO} P_{H_2} / (1 + b P_{CO})^2 \quad [\text{Yates I. and Satterfield C.N. 1991}] \quad (17)$$

$$r = c (P_{H_2}^5 / P_{CO}^2) / (1 + 93 P_{H_2} / P_{H_2O}) \quad [\text{Das T.K. 2004}] \quad (18)$$

$$r = d (P_{H_2} P_{CO}) / (P_{CO} + 27 P_{H_2O}) \quad (19)$$

L'équation (17) est considérée comme la plus approprié. Elle est similaire à l'équation (2) pour le catalyseur à base du Fer (lorsque la pression augmente la vitesse augmente). Des données sont publiées par [Yates I. et Satterfield C.N. 1991] concernant cette équation. Elle contient deux paramètres ajustables : le paramètre cinétique  $a = k_{FT}$  qui représente la constante de vitesse à la surface et un autre paramètre  $b = b_{FT}$  qui représente le coefficient d'adsorption (voir le tableau II.4)

**Tableau II.4:** Expression Cinétique et les valeurs des paramètres pour les réactions d'une SFT avec un catalyseur à base du Cobalt dans un réacteur Slurry.

Température entre 220 et 240 °C [Yates I. et Satterfield C.N. 1991]			
$r_{FT} = \frac{k_{FT} P_{CO} P_{H_2}}{(1 + a_{FT} P_{CO})^2}$	$k_{FT,240^\circ C}$	mol/(s.kg.Pa <sup>2</sup> )	1,26. 10 <sup>-12</sup>
	$k_{FT,220^\circ C}$	mol/(s.kg.Pa <sup>2</sup> )	8,85. 10 <sup>-13</sup>
	$E_{A,FT}$	KJ/mol	92,7 – 94,5
	$a_{FT,240^\circ C}$	Pa <sup>-1</sup>	1,16. 10 <sup>-5</sup>
	$a_{FT,220^\circ C}$	Pa <sup>-1</sup>	2,23. 10 <sup>-5</sup>

Malgré que le Co soit beaucoup plus résistant à l'oxydation que le Fe, il a été remarqué que pour des petits diamètres (par exemple < 5 microns) il a été oxydé par la vapeur d'eau [Iglesia E. 1997]. Contrairement au Fer il a été remarqué que presque toutes les formules proposées pour le Cobalt ne contiennent pas le terme de la pression partielle d'eau, sauf pour le cas des deux équations (18) et (19) où l'effet de l'oxydation par la vapeur d'eau est pris en considération.

Les données de littérature suggèrent que l'utilisation du Cobalt en combinaison avec les métaux noble (Pt, Pd, Ru et Re) modifie à la fois la structure et la performance catalytique du catalyseur dans la synthèse FT. L'effet le plus remarquable c'est bien l'augmentation des vitesses des réactions FT.

Pour les faibles teneurs (entre 0,05 et 0,2% en poids) la sélectivité en hydrocarbures semble être beaucoup plus influencée que la vitesse de conversion du monoxyde de carbone [Diehl F. et Khodakov A.Y. 2009].

#### II.4.6.3) Distribution des produits :

La variété de produits qu'il est possible d'obtenir à partir de la SFT rend assez délicate toute tentative de prédiction de leur répartition. Toutefois, il semble que celle-ci suive un schéma assez semblable à celui obtenu lors de polymérisations macromoléculaires.

##### II.4.6.3.1) Distribution idéale :

Cette similarité avec les réactions de polymérisation a été exploitée par [Herington E.F.G. 1946] et [Anderson R.B. 1956 et 1984] sur la base des travaux de [Schulz G.V. 1939]. Ceux-ci dérivent des modèles de polymérisation développés plus tôt par [Flory P.J. 1936]. La distribution obtenue pour caractériser la gamme des produits issus de la SFT tire son nom de ceux de ces chercheurs (distribution d'Anderson-Schulz-Flory ou A.S.F.).

Cette représentation simplifiée repose sur l'utilisation de deux réactions en compétition, une réaction de croissance de chaîne et une réaction de terminaison de chaîne.

Leurs vitesses de réaction sont liées à l'aide d'un seul et même paramètre  $\alpha$  :

$$\alpha = \frac{r_p}{r_p + r_t} \quad (20)$$

Ici  $r_p$  et  $r_t$  représentent la vitesse de propagation de chaîne et une vitesse de terminaison de chaîne respectivement et servent à définir  $\alpha$ , représentant une probabilité de croissance de chaîne ou coefficient de propagation.

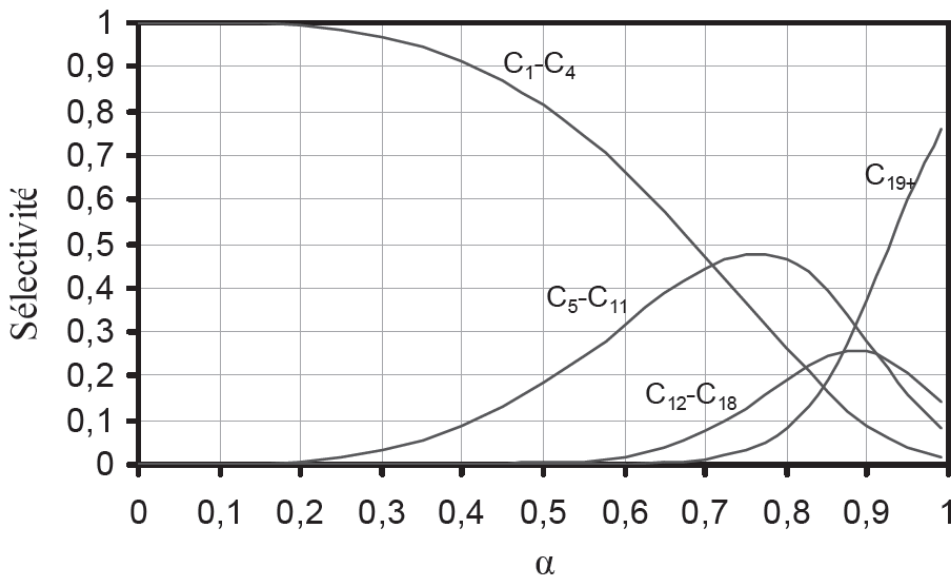
Si cette probabilité est indépendante de la longueur du fragment, alors la probabilité d'obtenir le produit  $C_n$  après  $n$  insertions est égale à  $(1 - \alpha)\alpha^{(n-1)}$ .

La fraction massique  $W_n$  de ce même produit  $C_n$  est alors :

$$W_n = \frac{n.m.(1-\alpha)\alpha^{(n-1)}}{\sum_{n=1}^p n.m.(1-\alpha)\alpha^{(n-1)}} = \frac{n.(1-\alpha)\alpha^{(n-1)}}{(1-\alpha) + 2(1-\alpha)\alpha + \dots + p(1-\alpha)\alpha^{(p-1)}} = \frac{n.(1-\alpha)\alpha^{(n-1)}}{1/(1-\alpha)} \quad (21)$$

Avec  $m$  représentant la masse du monomère considéré et  $n$  le nombre d'unités monomères utilisé (soit dans le cas où celui-ci serait  $-(CH_2)-$ , le nombre d'atomes de carbones impliqués).

La représentation graphique de cette fonction (équation 21) est donnée dans la figure suivante :



**Figure II.2 :** Distribution massique des produits en fonction de  $\alpha$ .

Dans un système utilisant une représentation logarithmique, l'équation peut alors prendre la forme de :

$$\ln\left(\frac{W_n}{n}\right) = n \cdot \ln \alpha + \ln\left(\frac{(1-\alpha)^2}{\alpha}\right) \quad (22)$$

Il est alors aisé de déterminer la valeur de  $\alpha$  à partir de la pente et/ou de l'ordonnée à l'origine du tracé de  $\ln\left(\frac{W_n}{n}\right)$  en fonction de  $n$  que l'on nomme « coordonnées A.S.F. ». La valeur que prend  $\alpha$  (en fonction du catalyseur et des conditions opératoires) dicte la sélectivité maximale qu'il est possible

d'obtenir pour une coupe hydrocarbonée donnée (Figure II.2). Ceci n'est cependant pas vrai pour tous les catalyseurs employés et des déviations à cette distribution sont régulièrement observées.

#### **II.4.6.3.2) Déviations de la distribution :**

La distribution A.S.F., si elle permet une modélisation simplifiée de la distribution des produits, est prise en défaut dans un certain nombre de cas. [Inoue et al. 1987] proposent quatre grandes familles de déviation (Figure II.3).

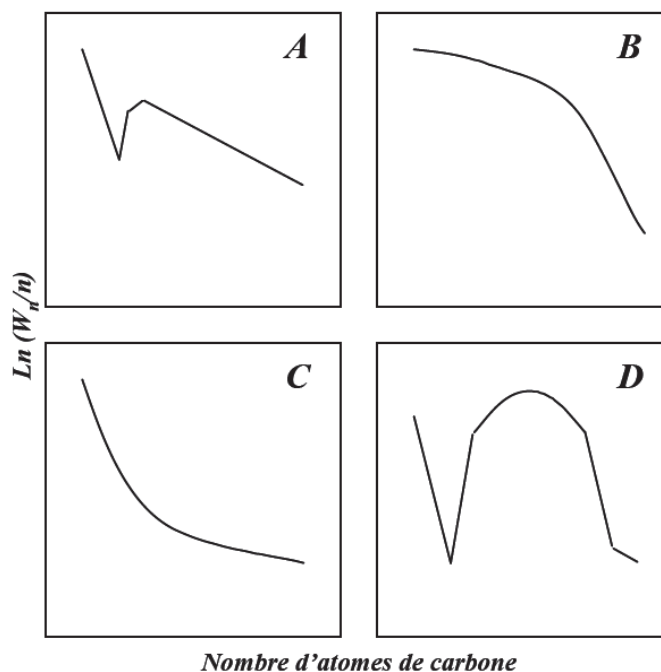
De façon générale, et cela même pour des catalyseurs semblant suivre un modèle de type A.S.F., un excès de méthane accompagné d'un déficit en  $C_2$  est quasi systématiquement observé sur le début de la distribution (Déviation de type A) [Davis B.H. 2003]. Outre ces deux anomalies récurrentes, d'autres formes de déviations, liées à des facteurs d'origines variées, ont été rapportées.

Si les données faussées par des artefacts et des problèmes analytiques sont éliminées (condensation, régime permanent non atteint ou gradients de concentration) [Davis B.H. 2003], la limitation du nombre de motifs de la chaîne carbonée représente un second type de déviation (déviation négative ou de type B). Toutefois la multiplicité de causes de ce phénomène rend son interprétation délicate. La principale source de déviations négatives par rapport au schéma A.S.F. semble être liée à des phénomènes de rétention des produits dans le réacteur catalytique, principalement dans le cas des réacteurs à lit-fixe [Novak S. et Madon R.J.1982]. L'utilisation de zéolithes comme support peut également provoquer ce type de déviation, en particulier dans le cas de catalyseurs faiblement chargés [Vanhove D.1979].

Le troisième grand type de déviation observé est une augmentation de la valeur de  $\alpha$  avec le nombre de carbone (déviation positive ou de type C). Ce phénomène peut être caractérisé par l'utilisation de deux valeurs de  $\alpha$  définies pour les chaînes courtes et longues respectivement [Satterfield C.N. et Huff G.A. 1982]. Initialement attribué à l'existence de deux sites actifs possibles sur un catalyseur au fer, ce comportement a été observé par la suite sur de nombreux autres métaux ne présentant pas cette propriété. Il est en fait plus généralement attribué à des limitations diffusionnelles [Madon R. J. et al. 1991 et Iglesia E. et al. 1995] ou à la réadsorption de produits primaires sur les sites métalliques [Iglesia E. et al. 1991]. Dès lors ils pourraient être réintroduits dans la croissance de chaîne. Il est également avancé que les oléfines formées aux cours de la synthèse puissent être à l'origine de réactions secondaires telles que des hydrogénations ou des réinsertions.

La quatrième sorte de déviation présente une courbe en forme de cloche (déviation de type D). [NIJS H.H. et JACOBS P.A. 1980] et [Y. Yang et al. 1992] l'attribuent à des clusters métalliques de très

petite taille qui viendraient limiter la longueur de chaîne possible. Il ne semble pas que ce type de déviation ait été rapporté ailleurs par la suite.



**Figure II.3 :** Principaux types de déviations par rapport à la distribution ASF.

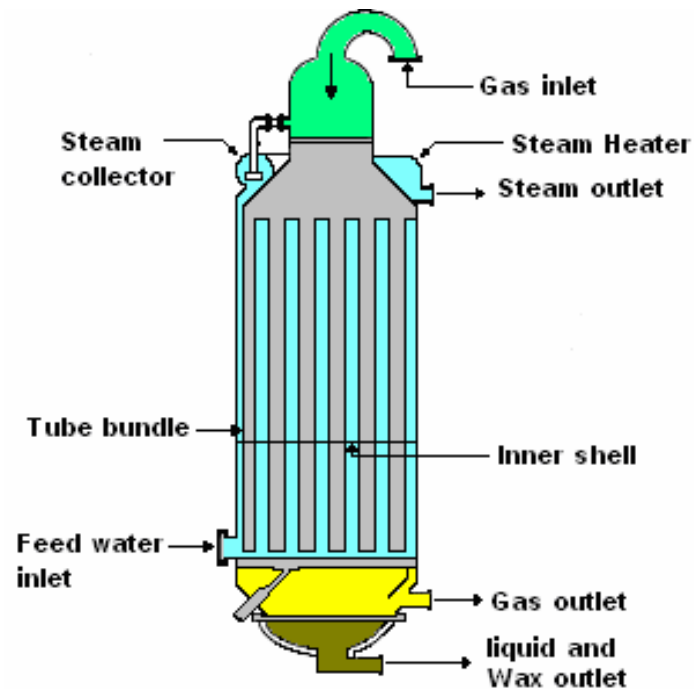
#### II.4.7) Réacteurs utilisés dans la synthèse Fischer-Tropsch :

Les réacteurs industriels pour la SFT vont différer selon le type de production envisagé, chacun ayant des propriétés ou des conditions de travail restreignant le spectre de produits qu'il est possible d'obtenir. Il est possible de distinguer principalement les applications basse température, dont un produit typique est les cires, et les applications hautes températures plutôt destinées à former des oléfines courtes et des oxygénés.

##### II.4.7.1) Réacteurs à lit-fixe (Fixed bed reactors):

Ils sont parmi les plus anciens en termes de conception (procédé ARGE). Ils sont constitués d'un faisceau de tubes parallèles remplis de catalyseur ; une enceinte pressurisée où circule un fluide caloporteur les entoure et permet l'évacuation de la chaleur produite par la réaction. Coûteux à réaliser, ces réacteurs présentent les inconvénients, d'une maintenance coûteuse, d'une évacuation de la chaleur difficile à assurer et d'une perte de charge importante. L'utilisation des catalyseurs de type *egg-shell* où la phase active est située sur l'extérieur du grain de catalyseur permet cependant de limiter la perte de charge. L'utilisation de ces réacteurs en mode *trickle-bed* (alimentation liquide et gazeuse) permet d'améliorer les performances thermiques. Ces réacteurs permettent une faible sensibilité du procédé aux poisons catalytiques, la section en tête de tube servant de zone tampon venant les piéger [Loïc Guillou 2005]. Deux avantages très importants : ils sont faciles à l'exploitation et ils ne nécessitent pas

des dispositifs supplémentaires pour récupérer les effluents de sortie et les séparer du catalyseur [Andre Steynberg et Mark Dry 2004]. Ces réacteurs sont principalement utilisés pour des procédés à basse température destinés à la synthèse de cires et paraffines lourdes.



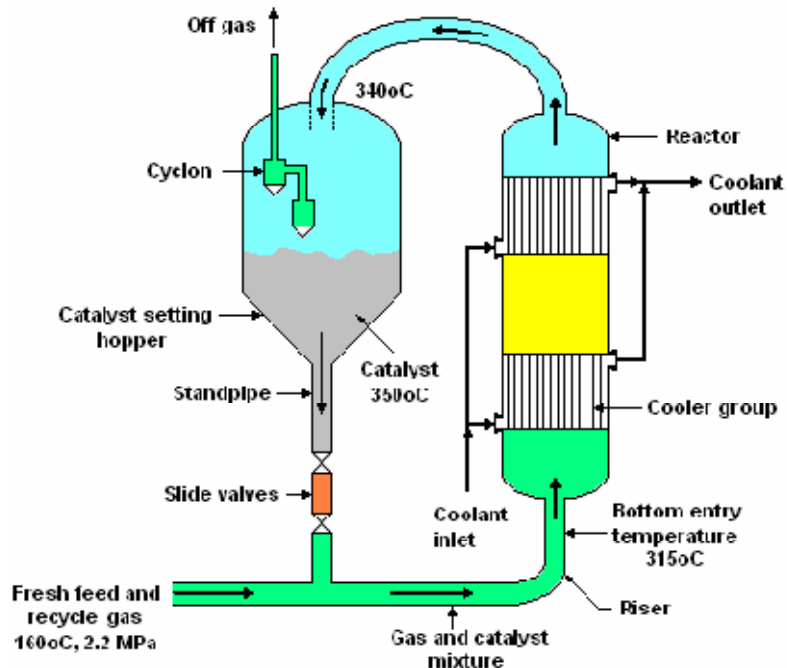
**Figure II.4:** Le réacteur ARGE.

Cinq réacteurs de ce type sont développés dans les années 50 par les deux firmes allemandes Ruhrchemie et Lurgi et ils sont utilisés à Sasolburg. Ils ont un diamètre de 3 mètres et chacun contient 2050 tubes de 12 mètres de longueur. Leur capacité de production est d'environ 500 barils/jour. Ils sont encore en exploitation et Sasol les utilise actuellement avec un catalyseur à base de fer.

#### II.4.7.2) Réacteurs à lit fluidisé circulant (*Circulating fluidized bed reactor: CFB reactor*):

Ils sont conçus sur la base du réacteur Kellogg [Loïc Guillou 2005], le concept ayant ensuite évolué en capacité. Ils intègrent des systèmes de refroidissement et séparation solide-liquide. Le catalyseur, utilisé sous forme de poudre, est stocké dans un silo et distribué dans le courant de gaz de synthèse par un système complexe de vannes régulatrices. Le mélange gaz/solide est entraîné dans la partie montante (*riser*) du réacteur où a lieu la synthèse ; les produits de réaction sont ensuite séparés du catalyseur dans les cyclones. Ce type de réacteur permet le contrôle permanent de l'activité de la charge catalytique ainsi que son remplacement progressif, en ligne. Le risque d'agglomération des particules en présence de liquide limite son application à des procédés hautes températures pour lesquelles seuls des produits gazeux sont formés. D'autre part, en cas de présence de poison, toute la charge risque d'être contaminée. Les catalyseurs utilisés devant faire face à des conditions de stress mécanique importantes, ils doivent être particulièrement résistants à l'attrition. Ces réacteurs sont principalement employés pour l'obtention d'oléfines et de coupes légères.





**Figure II.5:** Synthol circulating fluidized bed.

Utilisé par Sasol, dans Sasolburg, depuis les années 50. Sa conversion initiale (CO+CO<sub>2</sub>) était entre 80% et 90% avec une capacité de production de 2500 baril/jour.

Le tableau qui suit donne la composition typique des produits issus d'un réacteur Synthol (SCFB) d'une capacité de 6500 barils/jour. Sasol a commercialisé 19 réacteurs de ce type durant la période : 1955 jusqu'à 2000.

**Tableau II.5:** Exemple typique pour de réacteur SCFB Synthol circulating fluidized bed de Sasol [d'après Dario Pinna]

Constituants	Formule	% en masse	Conditions
<b>Gaz</b>			Une température entre 330 et 350 °C.
Méthane	CH <sub>4</sub>	11	Un catalyseur à base du le fer en lit fluidisé.
Ethene	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	4	L'alimentation en gaz frais (gaz de synthèse) est mélangée avec 2 à 3 volumes du gaz recyclé et le tout rentre avec une température entre 160 et 200°C et une pression d'environ 2.2MPa
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6	
Propene	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	11	
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2	
Butene	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	8	
<b>Liquids</b>			
C <sub>5</sub> - C <sub>7</sub>	C <sub>5-7</sub> H <sub>12-16</sub>	8	
Huiles légères	C <sub>8</sub> H <sub>16</sub>	33	
Huiles lourdes	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	6	
Alcools	C <sub>2-4</sub> H <sub>6-8</sub> O	9	
Acides	C <sub>2-4</sub> H <sub>4-8</sub> O <sub>2</sub>	2	
<b>Total</b>		<b>100</b>	

Le coût assez élevé du réacteur précédent est à l'origine du développement des réacteurs à lit fluidisé. Un distributeur situé dans le bas du réacteur permet la mise en suspension du catalyseur en poudre. Destinée aux procédés hautes températures, cette conception présente les mêmes inconvénients

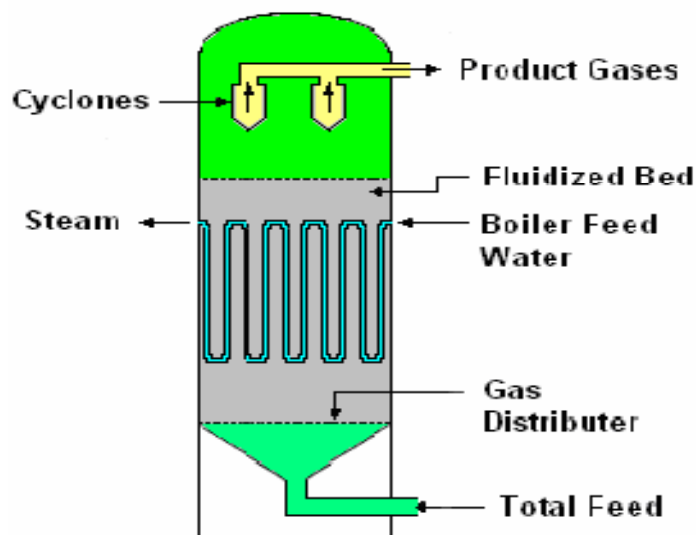
d'attrition et de faible résistance à l'empoisonnement que les systèmes à lit circulant. Cependant les coûts de fabrication et de maintenance sont diminués de moitié. L'encombrement de ces réacteurs est également moindre à iso-capacité.

#### II.4.7.3) Réacteurs à lit fluidisé turbulent (*Turbulent fluidized bed reactor: SAS reactor*):

Recommandé par Badger, le réacteur Sasol Advanced Synthol (SAS) revient à l'année 1984, d'un diamètre d'1m et opératoire avec le même catalyseur et les mêmes conditions de marche que celles du CFB mais avec une conversion plus élevée. En 1989 Sasol a met en service un SAS à Sasolburg de 5m de diamètre et 22 m de longueur avec une capacité de 3500 barils/jour. Ce type de réacteur est à 40% moins cher qu'un CFB. Juste une seule partie du catalyseur qui est en réaction FT, ce qui donne une meilleure conversion. Il présente une faible perte de charge par rapport au CFB. Le catalyseur se désactive par le dépôt du coke, ce qui nécessite l'ajout permanent, en line, d'une quantité fraîche pour garder le taux de conversion [Andre Steynberg et Mark Dry 2004].

En effet ce type de réacteur a aussi présenté des inconvénients tels que:

- ✓ Malgré la réduction en consommation du catalyseur, le rendement de ce dernier reste toujours insuffisant et il existe toujours une zone morte assez considérable.
- ✓ Le taux de conversion reste relativement encore faible, ce qui nécessite soit un recyclage continu d'une partie des gaz sortants du réacteur soit de les faire passer à travers une série de réacteurs.

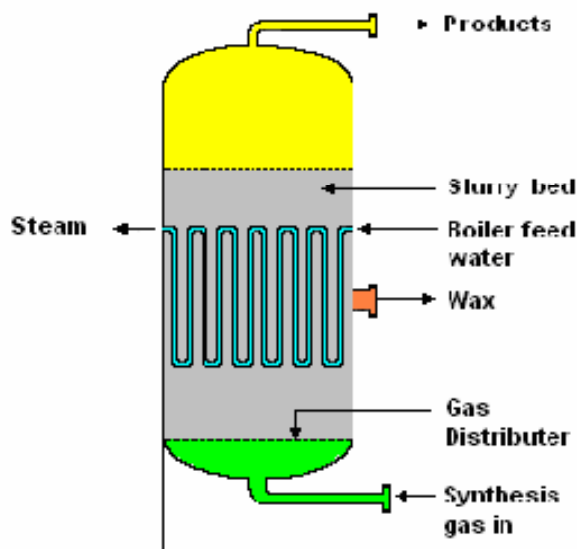


**Figure II.6:** Le réacteur SAS.

#### II.4.7.4) Réacteurs slurry, ou colonnes à bulles (*Slurry phase reactors*):

Dans ce type de réacteurs les particules sont en suspension dans un mélange liquide d'hydrocarbures [Davis B.H. 2002]. Ils assurent un meilleur contrôle thermique. Leurs coûts de fabrication et d'exploitation sont de plus inférieurs de l'ordre de 45% aux réacteurs multi-tubulaires qu'ils

concurrentent. Ces systèmes trouvent leurs principales applications dans les procédés à basses températures [Jager B., Espinoza R.L. 1995]. Par rapport au lit-fixe, la technologie *slurry* autorise une perte de charge faible qui limite les coûts de recompression des gaz. Toutefois, comme les lits fluidisés, ils restent sensibles à l'attrition, à l'empoisonnement et requièrent un système de séparation solide-liquide pour récupérer le catalyseur [Loïc Guillou 2005]. Beaucoup de compagnies ont investi dans ce type de réacteur à savoir : Statoil, ConocoPhillips, IFP/ENI/Agip et Syntroleum [Andre Steynberg et Mark Dry 2004].



**Figure II.7:** Réacteur fluidisé (slurry phase reactor).

Utilisé à Qatar par Sasol. Sa capacité de production est de 17000 barils/jour.

#### II.4.8) Mécanisme réactionnel de la synthèse Fischer-Tropsch :

La variété des espèces obtenues en SFT rend la nature du mécanisme réactionnel assez complexe à établir. Ainsi, il existe toujours une certaine controverse quant à la façon dont se déroule la polymérisation observée, en particulier lorsqu'il faut rendre compte de tous les produits qu'il est possible d'obtenir sous des conditions variables.

Les quatre mécanismes réactionnels qui sont traditionnellement proposés sont:

- ✓ Le mécanisme alkyl ou carbure.
- ✓ Le mécanisme vinylique.
- ✓ Le mécanisme énol ou de condensation des hydroxycarbènes.
- ✓ Le mécanisme d'insertion de CO.

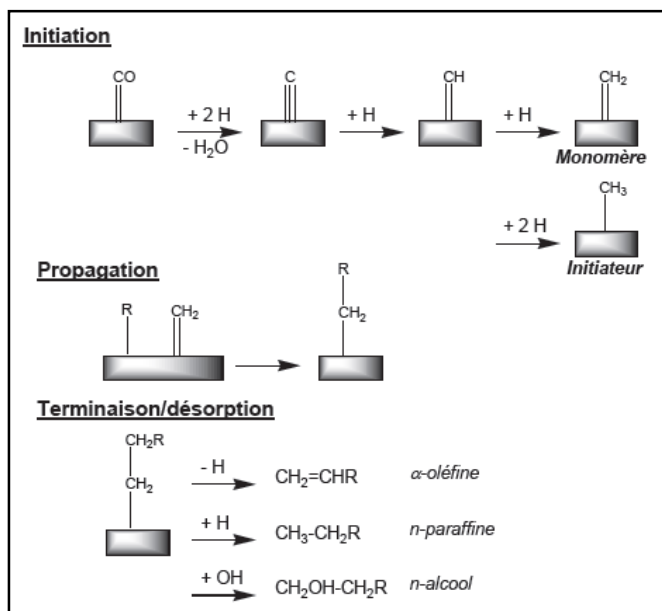
Selon celui qui est considéré, l'étape d'initiation et le monomère d'insertion seront différents. Il s'agit par exemple d'un  $-CH_x-$  (vraisemblablement  $-CH_2-$ ), d'un hydroxycarbène  $-CH(OH)-$  ou de  $-CO-$  en ce qui concerne le monomère.

En règle générale, il est accepté que la réaction ne suive pas un unique mécanisme mais qu'il existe un certain nombre de chemins réactionnels parallèles coexistant. En effet aucun des mécanismes

considérés ne suffit à lui seul pour expliquer l'intégralité des produits formés. Tous sont de plus confrontés à des éléments expérimentaux obérant en partie leur validité.

#### II.4.8.1) Mécanisme alkyl :

L'initiateur de la croissance de chaîne serait un  $\text{CH}_3$  adsorbé (Figure II.8). La propagation de chaîne opèrerait ensuite par insertion de monomères supplémentaires  $\text{CH}_2$ , alignés sur la surface ou possédant un certain degré de mobilité. L'insertion d'un méthyle dans la chaîne ouvrirait le chemin à une possible ramification [Schulz H. 1990]. Enfin la terminaison de chaîne pourrait intervenir, soit sous la forme d'une désorption d'une chaîne aliphatique à l'aide d'une molécule de dihydrogène, soit par une  $\beta$ -élimination suivie de la désorption de l'oléfine produite. Une troisième terminaison menant à un n-alcool pourrait arriver par hydroxylation de l'hydrocarbure adsorbé [Johnston O. et Joyner R. 1993]. Cependant aucun élément expérimental n'a permis d'étayer cette hypothèse. Nombre de démonstrations expérimentales semblent témoigner en faveur de ce mécanisme réactionnel.

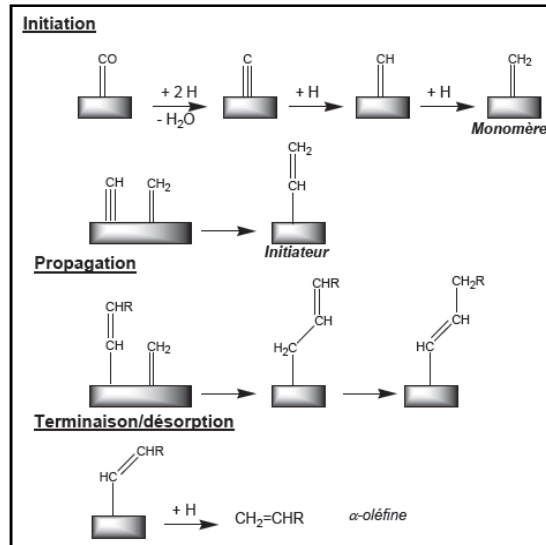


**Figure II.8:** Mécanismes du carbure de surface.

#### II.4.8.2) Mécanisme vinylique :

En utilisant des techniques de marquage avec de l'éthylène sur catalyseurs Ru et Rh, le groupe [Maitlis et al. 1996, 1999], a montré la possibilité d'une initiation de type vinylique ou « alkényl » (Figure II.9). L'activation du CO et sa transformation en  $\text{CH}_x$  suit le même schéma que pour le mécanisme alkyl. La formation de la première liaison carbone-carbone passerait par un couplage entre un méthylène et un méthylidyne de surface. Ceci constituerait un groupement vinylique de surface considéré comme l'initiateur de croissance de chaîne. La propagation de chaîne se ferait ensuite par insertion de méthylènes de surface sur ces groupements et isomérisation en alkényles. La désorption sous forme d'oléfine requiert la présence d'hydrogène.

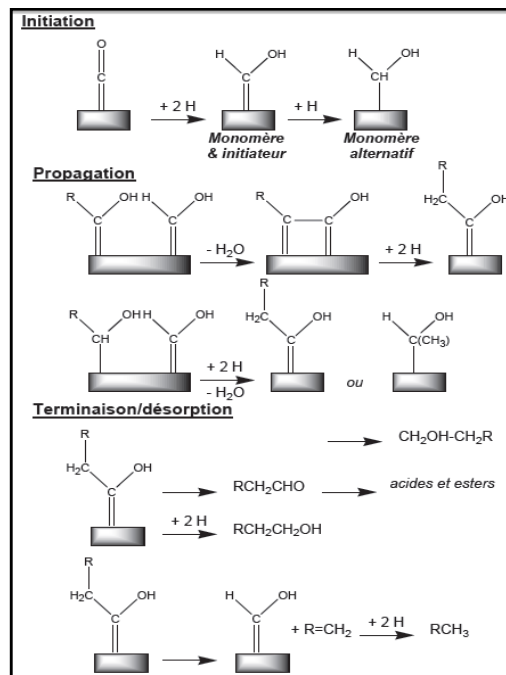
Cependant ce mécanisme ne permet pas d'expliquer la production de n-paraffines sans considérer de réhydrogénations des 1-alcènes, seuls produits primaires de la réaction selon ce modèle.



**Figure II.9:** Mécanisme vinylique.

**II.4.8.3) Mécanisme éno :**

Dans ce mécanisme, proposé par [Anderson et al. 1956] et [Köbel et al. 1966], Le monoxyde de carbone serait adsorbé de façon non dissociative puis directement hydrogéné sous la forme d'un hydroxycarbène -CH(OH)- (Figure II.10), leur condensation en alkylhydroxycarbènes avec libération d'eau induirait la croissance de chaîne. Différents chemins possibles au cours de la terminaison de chaîne pourraient mener à des aldéhydes ou des oléfines qui, suite à une ré-hydrogénation, donneraient aux alcools et aux paraffines.

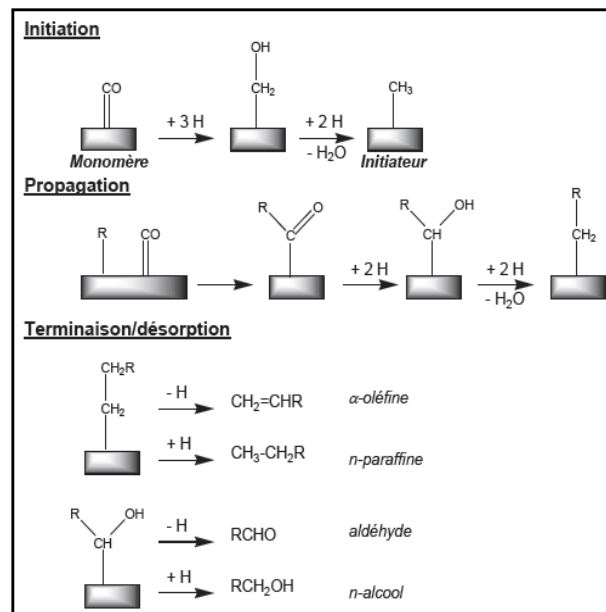


**Figure II.10:** Mécanisme de condensation des Hydroxycarbènes

#### II.4.8.4) Mécanisme d'insertion de CO :

[Pichler H. et Schulz H. 1970] ainsi que [Henrici-Olivé G. et Olivé S. 1976] ont exploité le mécanisme de condensation des hydroxycarbènes pour proposer une autre voie (Figure II.11). Dans celle-ci le CO non dissocié serait introduit dans une liaison de type métal-hydrogène (hydrure) ou métal-alkyl. Ayant lieu sur un seul centre métallique, ce mécanisme donnerait au cours de sa phase de terminaison des aldéhydes et des oléfines, réhydrogénés par la suite en alcools et alcanes.

Bien qu'il existe de tels mécanismes en catalyse homogène sur complexes métalliques [George R. et al. 1995] un complexe multicarbonyle ne devrait pas être stable dans les conditions de la SFT [Dry M.E. 1981]. Ce serait alors l'insertion de groupements carbonyles provenant de sites métalliques voisins qui devrait plus vraisemblablement être considérée.



**Figure II.11:** Mécanisme d'insertion d'oxyde de carbone.

## II. PROCEDES GTL (GAS TO LIQUIDS):

### II.1) Introduction:

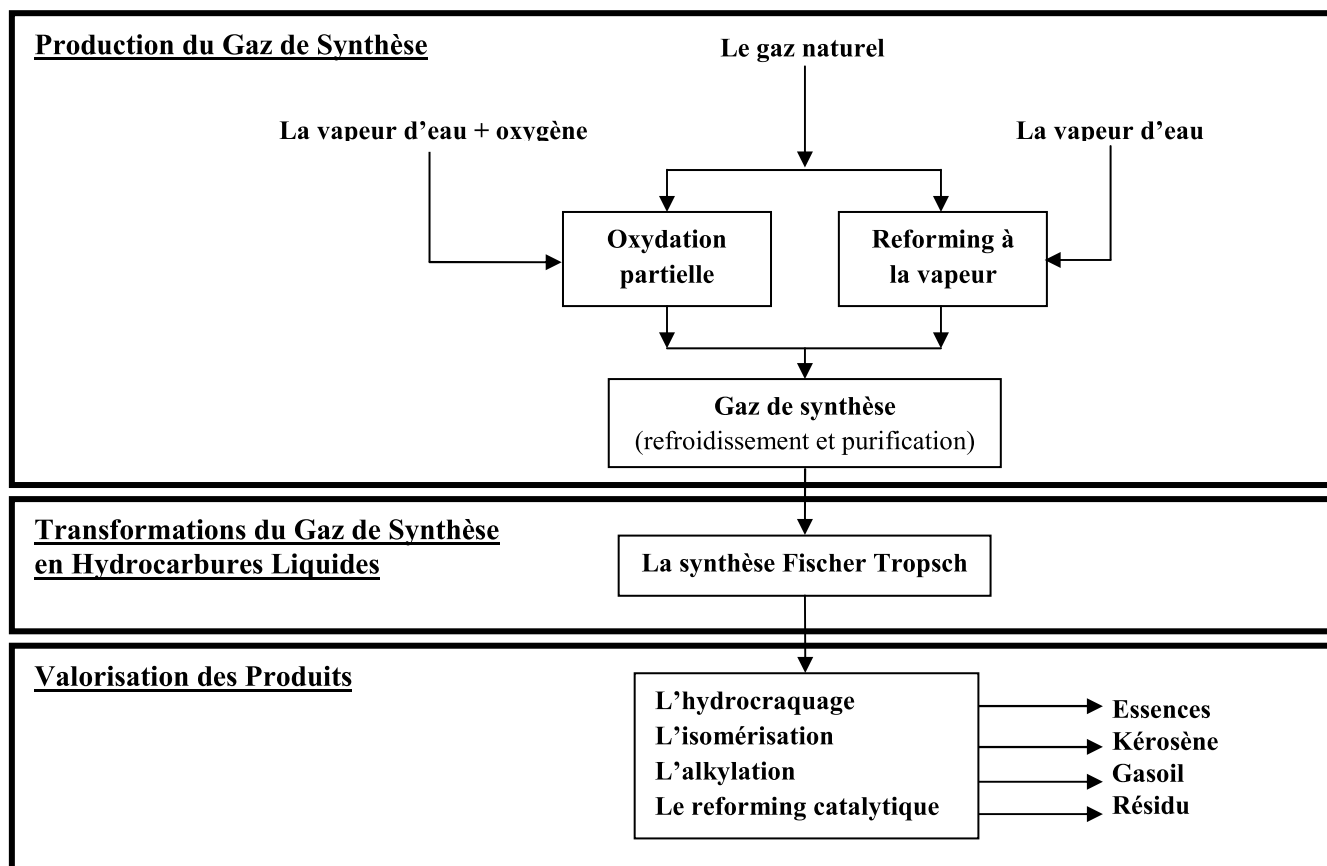
La réaction de synthèse de Fischer-Tropsch SFT s'intègre dans la technologie GTL qui est le processus global de transformation du gaz naturel en fractions pétrolières liquides tels que naphta ou gasoil. Les hydrocarbures obtenus par le procédé GTL se caractérisent par :

- ✓ Le caractère essentiellement paraffinique des structures carbonées.
- ✓ L'absence de composés aromatiques.
- ✓ L'absence de soufre.

Le caractère paraffinique des chaînes confère à la coupe gasoil produite par voie GTL un degré de cétane élevé, et des caractéristiques de combustion permettant de satisfaire les spécifications les plus contraignantes.

Le procédé GTL est un procédé complexe faisant intervenir plusieurs étapes de réaction. La figure II.12 montre un schéma fonctionnel de la configuration générale du processus de Fischer-Tropsch. Le processus commercial implique trois sections principales, à savoir :

- ✓ Génération et purification du gaz de synthèse à partir du gaz naturel.
- ✓ Transformation du gaz de synthèse en hydrocarbures liquides par la synthèse FT.
- ✓ Transformation du mélange hydrocarbures liquides issu de la SFT en produits finis.



**Figure II.12:** Représentation des différentes étapes dans une unité GTL.

## **II.2) Facteurs favorisant la technologie GTL :**

L'investissement dans la technologie GTL pour la production des carburants est devenu de plus en plus convaincant. Cette technologie donne d'excellentes occasions aux intervenants. Plusieurs facteurs favorisent le développement de cette technologie :

### **II.2.1) Facteurs environnementaux :**

- ✓ La politique NON au torchage du gaz associé : En effet les restrictions gouvernementales sur le torchage et les émissions sont en augmentation, d'ailleurs, dans certains cas, la production de pétrole de certains champs est stoppé e ou au moins diminuée en raison du manque d'options pour le traitement des gaz associés.
- ✓ Législation des carburants propres : Les lois pour des carburants plus propres sont de plus en plus décrétées et appliquées.
- ✓ Utiliser des carburants plus propres et de réduire les émissions des gaz à effet de serre dans l'atmosphère surtout après la croissance rapide des véhicules diesel par rapport aux autres types. En effet les hydrocarbures résultant de ce procédé sont purs, incolores, inodores, de faible toxicité et leur combustion est propre.

### **II.2.2) Facteurs économiques et politiques :**

- ✓ Diversifier l'économie et la création de nouveaux emplois.
- ✓ Inflammation des prix du pétrole et la nécessité d'une nouvelle source de carburant pour remplacer les réserves pétrolières qui appauvrissent de jour à l'autre.
- ✓ Réduire la dépendance en pétrole brut et l'exploitation des réserves de gaz contre les restrictions du marché.
- ✓ Transformer le gaz en carburants liquides permet aux producteurs de transporter et de marchander le gaz associé qui serait autrement brûlé dans l'atmosphère.
- ✓ Contrer les risques géopolitiques.
- ✓ Convertir les gaz en liquides pour les transporter au marché et une option très favorable.
- ✓ Monétiser les sources de gaz négligées ou sous-exploitées. En effet 75% des réserves mondiales en gaz naturel connues ne sont pas actuellement accessibles par pipeline, et la majorité des ces réserves existent dans des endroits éloignés où les pipelines de gaz ne peuvent pas être justifiés économiquement.

### **II.2.3) Autres facteurs :**

- ✓ Une des façons efficaces d'utiliser la chaleur exothermique de GTL est pour le dessalement. Cela aide à réduire une grande quantité du combustible frais destinés à être utilisé comme un apport d'énergie pour le dessalement.



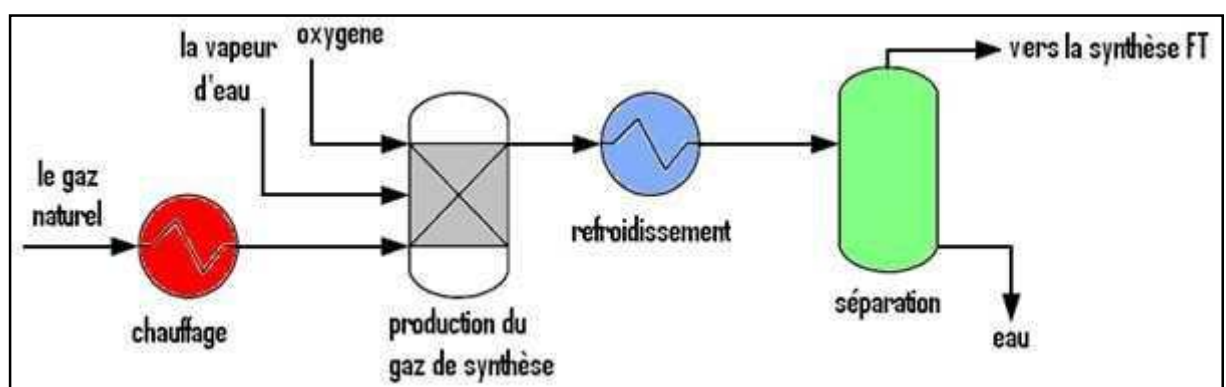
- ✓ Ce procédé présente une meilleure efficacité énergétique. Cependant une unité de 15.000 bbl/j peut générer 12 MW d'Electricité. Cette quantité est suffisante pour couvrir les besoins d'environ 4000 à 6000 familles avec une consommation moyenne de 1,5 à 2 KW [ONWUKWE STANLEY 2009].

### II.3) Description du procédé GTL:

#### II.3.1) Production du gaz de synthèse :

En premier lieu, le gaz naturel (traité) est préchauffé puis envoyé vers un réacteur de synthèse (se diffère selon la méthode de production du gaz de synthèse) pour former avec la vapeur d'eau et l'oxygène le gaz de synthèse (un mélange de CO et H<sub>2</sub>). Pour chaque type de réacteur la température et la pression sont bien adaptées (par exemple, pour une ATR elles sont respectivement 1300 K et 18 bars). A la sortie du réacteur, la température des effluents est assez élevés pour être directement envoyée vers la seconde section, donc ils sont d'abord refroidis puis introduits dans le réacteur FT voir la figure II.13).

En effet, une nouvelle tendance pour les procédés GTL à été lancé vers 2005 à l'université de Texas. En faite c'est d'une transformation directe du gaz naturel en produits liquides sans avoir passer par l'étape de production du gaz de synthèse. Ce procédé est composé de deux chaines en co-production : une pour produire des carburants liquides, l'autre produit l'Ethylène. La première chaine est essentiellement en trois étapes réactionnelles suivie de deux étapes de séparation. La deuxième chaine se constitue en deux étapes réactionnelles suivie d'une seule étape de séparation [KENNETH R. HALL C. 2005].

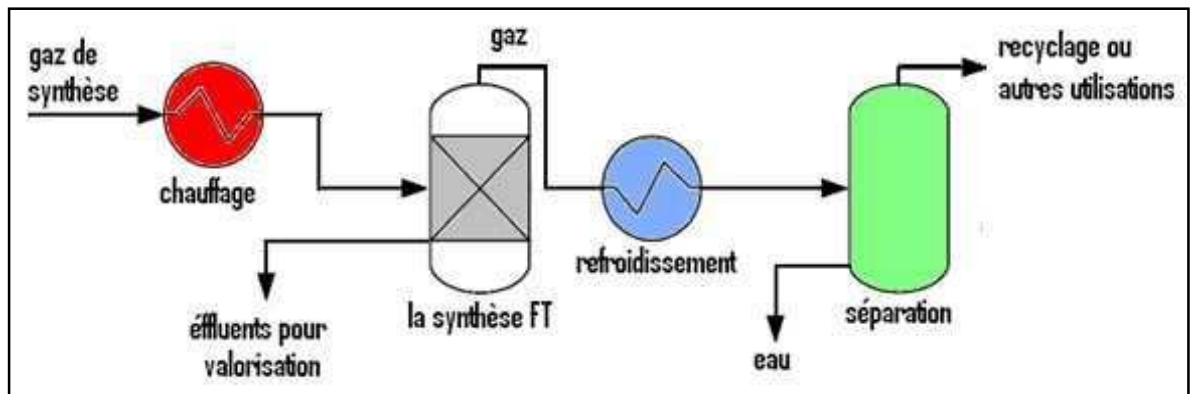


**Figure II.13:** Section de production du gaz de synthèse.

#### II.3.2) Synthèse FT :

Le gaz de synthèse issu de la section précédente est porté à la température de la réaction FT (à savoir de quel type le réacteur qu'on utilise : haute température ou basse température, voir figure II.15). A la sortie du réacteur FT, les éeeluents sont envoyés vers la section de valorisation des produits qui

généralement une raffinerie et les gaz non convertis sont refroidis puis recyclés (voir figure II.14).



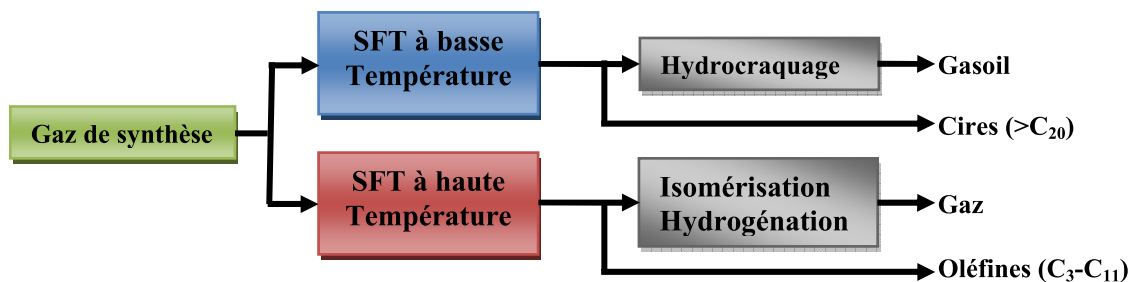
**Figure II.14:** Section SFT dans procédé GTL.

### II.3.3) Valorisation des produits :

Les effluents de la SFT sont ensuite valorisés dans la troisième section qui est généralement une série des colonnes de distillation afin de produire les fractions désirés (voir le tableau II.6). En effet, selon la nature des produits désirés le procédé de cette section se diffère (voir la figure II.15). Cette dernière étape se caractérise par des fractions gazeuses qui sont soit recyclées ou utilisées, généralement, comme fioul-gaz et des fractions liquides qui représentent la grande majorité, sont séparées dans une série des colonnes.

**Tableau II.6:** Les fractions des coupes issues du GTL.

Les fractions	Nombre de carbone
GPL	$C_3 - C_4$
Essences	$C_5 - C_{12}$
Gasoil	$C_{13} - C_{18}$
sires	$C_{19+}$



**Figure II.15:** Schéma en bloc du procédé GTL (SFT et valorisation des produits).

## II.4) Différentes technologies GTL :

### II.4.1) La technologie Sasol :

Sasol est l'une des plus grandes compagnies industrielles en Afrique du sud. Elle a été fondée en 1950. Le nom Sasol est dérivé de South African Synthetic Oil Limited. La firme a construit une série

d'usines CTL (Coal To Liquids) à base de la technologie Fischer-Tropsch. Elle est considérée comme l'organisation la plus expérimentée au monde dans le domaine des carburants synthétiques et actuellement vend la technologie GTL.

En 1951 elle a construit sa première usine de production CTL (Sasol I) à Sasolburg. A partir du charbon *low grade coal*, elle produit environ 5600 bbl/j des carburants liquides.

Après la crise de 1973, Sasol a décidé de construire une deuxième usine CTL (Sasol II) à Secunda, 100 km près de Sasolburg. Sa construction a commencée en 1976 et elle a durée 4 ans. Et en 1982 Sasol a ajouté une troisième usine CTL (Sasol III) à Secunda près de (Sasol II). Ces deux dernières usines ont environ une production de 50,000 bbl/j chacune.

Sasol a développé également le projet Moss gas qui a été considéré comme le plus grand au monde pour les carburants synthétiques à Mossel en Afrique du sud, d'une capacité de production de 23000 barils/jour.

Sasol a commercialisé quatre types de réacteurs pour la conversion du gaz de synthèse en hydrocarbures liquides avec une technologie été considérée la plus récente. Ces quatre réacteurs sont en deux catégories selon la température de la réaction (voir détaillées dans II.4.7).

- ✓ Réacteurs à haute température (*High Temperature Fischer-Tropsch (HTFT) reactors*)
  - Synthol-Circulating Fluidized Bed (SCFB) reactor (Synthol)
  - The Sasol Advanced Synthol (SAS) reactor
- ✓ Les réacteurs à basse température (*Low Temperature Fischer-Tropsch (LTFT) Reactors*)
  - Multi-Tubular Fixed Bed (MTFB) reactor
  - Slurry Phase (SP) reactor

#### **II.4.2) La technologie Shell:**

La compagnie néerlandaise Shell a procédé à la recherche et le développement de la technologie GTL depuis la fin des années 1940.

En 1973, Shell a pu établir son propre modèle (à basse température) : *Shell Middle Distillate Synthesis* (SMDS) et en 1983, elle construit sa première usine pilote pour ce dernier. Contrairement à d'autres voies de la SFT, visant les essences comme produits principaux, le procédé SMDS met l'accent sur la maximisation des rendements de distillats moyens, notamment le naphta, le kérosène et le gazole.

En 1993, Shell a installé une usine à Bintulu de type (SMDS) en Malaisie avec une capacité de production de 12.000 bbl/j. C'est le seul et le premier procédé travaillant à des basses températures au monde. Les produits issus de ce procédé sont très paraffinique et sans azote ou soufre. La figure II.16 représente en bloc les différentes étapes du procédé SMDS. Le gaz de synthèse peut être produit à partir du gaz naturel de plusieurs façons. La méthode la plus appropriée pour le procédé SMDS est celle de la gazéification avec l'oxygène *Shell Gasification Process* (SGP). Cette dernière nécessite une unité de séparation d'air.

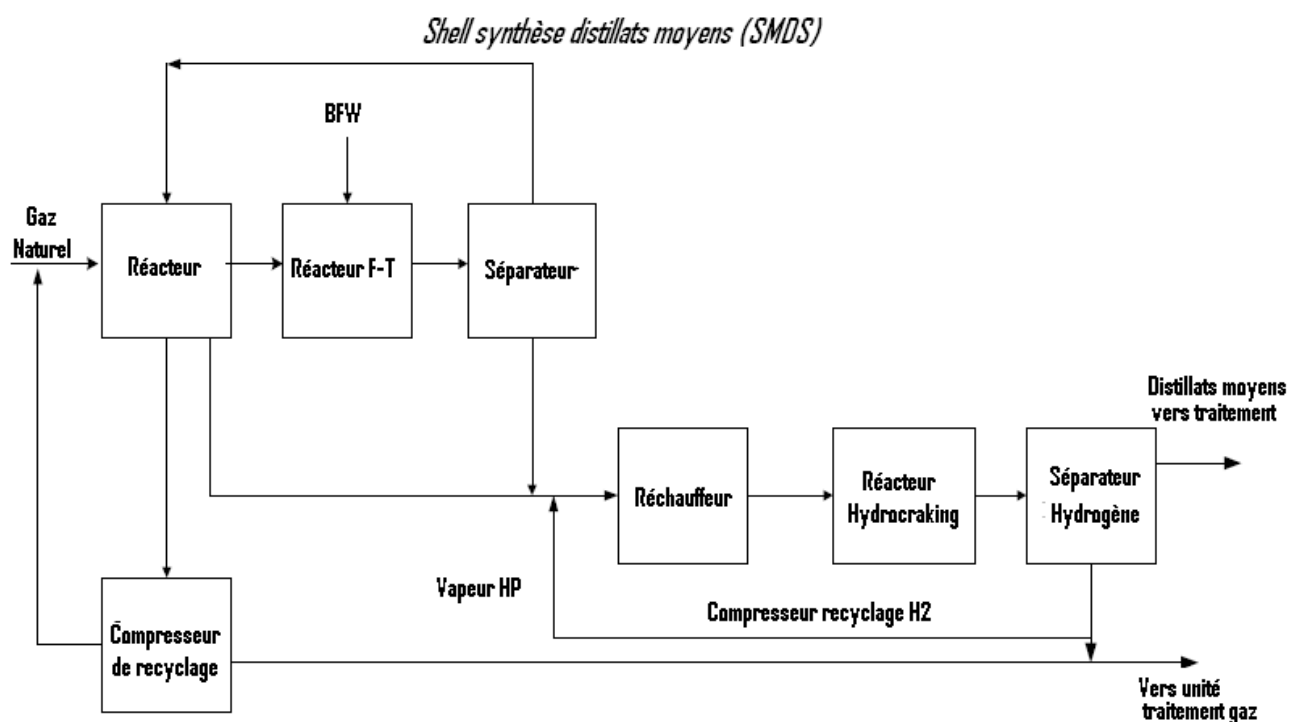
Cette technologie a été utilisée dans plusieurs installations commerciales depuis 1956, et elle présente plusieurs avantages :

- ✓ C'est un procédé très fiable ainsi que son rendement est très élevé.
- ✓ Le design de l'usine est relativement simple, cela est un facteur très important pour des applications à l'échelle commerciale et le catalyseur peut être régénéré sur site *in situ*.
- ✓ Le travail avec des basses températures, tout en gardant la productivité du réacteur, se traduit par de meilleurs niveaux de production de paraffines plus élevés et une moindre consommation du gaz de synthèse.

Shell a mis au point un nouveau catalyseur de deuxième génération, qui, lorsqu'il a été utilisé dans le procédé (SMDS), a donné des rendements de sélectivité pour les C<sub>5</sub> plus de 90%.

Les produits issus du procédé (SMDS) sont des produits à des cristaux clairs et des liquides inodores de haute qualité et avec quelques propriétés uniques. Son kérosène a d'excellentes propriétés de combustion et de stabilité. Le gazole a des propriétés qui dépassent toutes les exigences futures prévues. Il a un indice de cétane élevé, une densité faible et une négligeable teneur en soufre et poly-aromatiques. Dans les applications automobiles, il peut être utilisé soit comme un mélange ou comme un produit net.

La technologie (SMDS) peut également produire des produits chimiques de spécialité, tels que les cires, les solvants et les matières premières pour la fabrication des lubrifiants. En effet, l'usine de Bintulu produit de la cire qui est utilisée à l'échelle internationale dans l'emballage alimentaire.



**Figure II.16:** Schéma bloc du procédé Shell synthèse distillats moyens (SMDS).

### II.4.3) La technologie ExxonMobil :

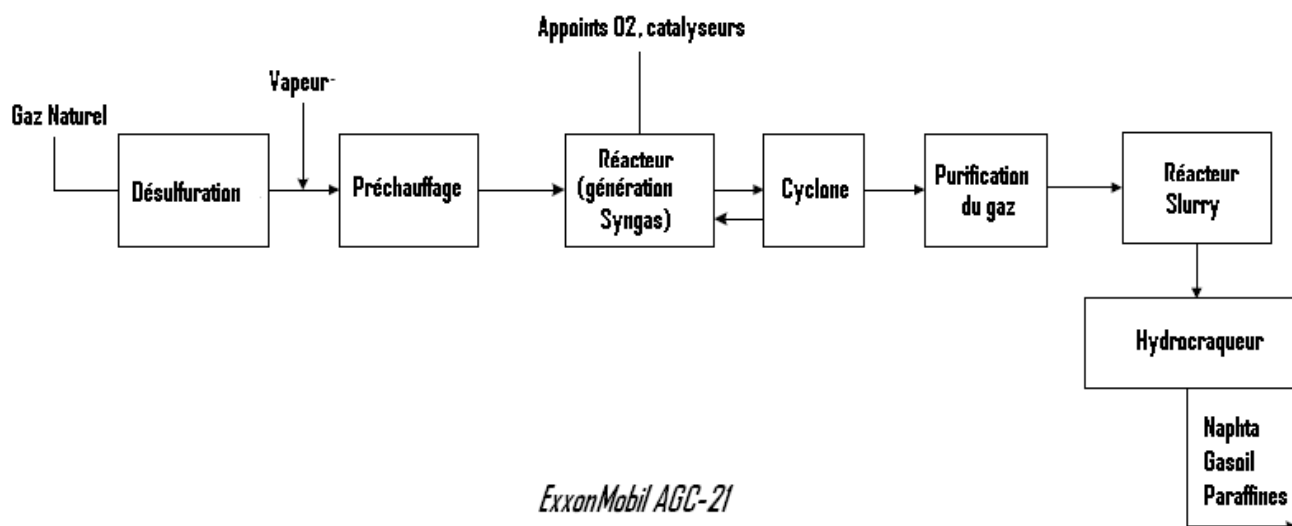
La compagnie américaine ExxonMobil a été créée en 1999. La société est engagée dans l'exploration, la production, la fabrication, le transport et la vente de pétrole brut, le gaz naturel et les produits pétroliers, ainsi que la pétrochimie, les films d'emballage et les produits chimiques de spécialité. La société a une exploration pétrolière importante et des opérations de forage aux États-Unis, Canada, Europe, Asie, Australie, Afrique, Amérique du Sud et au Moyen-Orient.

Elle a investi plus de 600 millions de dollars durant 20 ans de la recherche pour développer son propre modèle de la synthèse FT pour le GTL "Advanced Gas Conversion pour le 21<sup>e</sup> siècle (AGC-21)". Elle a une usine GTL pilote de 200 bbl/j à Baton-Rouge aux États-Unis, qui a été exploitée jusqu'en 1996.

Le procédé GTL ExxonMobil se compose principalement de :

- ✓ La production de gaz de synthèse par oxydation partielle catalytique (PO) en utilisant un réacteur à lit fluidisé.
- ✓ La conversion du gaz de synthèse en phase de suspension par le réacteur FT *slurry phase*.
- ✓ La mise à niveau du produit par l'hydroisomérisation avec le recours à un réacteur à lit fixe.

Ses produits de GTL sont claires, incolores, biodégradable, des liquides à une combustion très propre avec une odeur faible. Ne contenant pas de soufre, d'azote, d'aromates et d'autres impuretés, elles sont idéales comme charge pour la pétrochimie et les applications de raffinage.



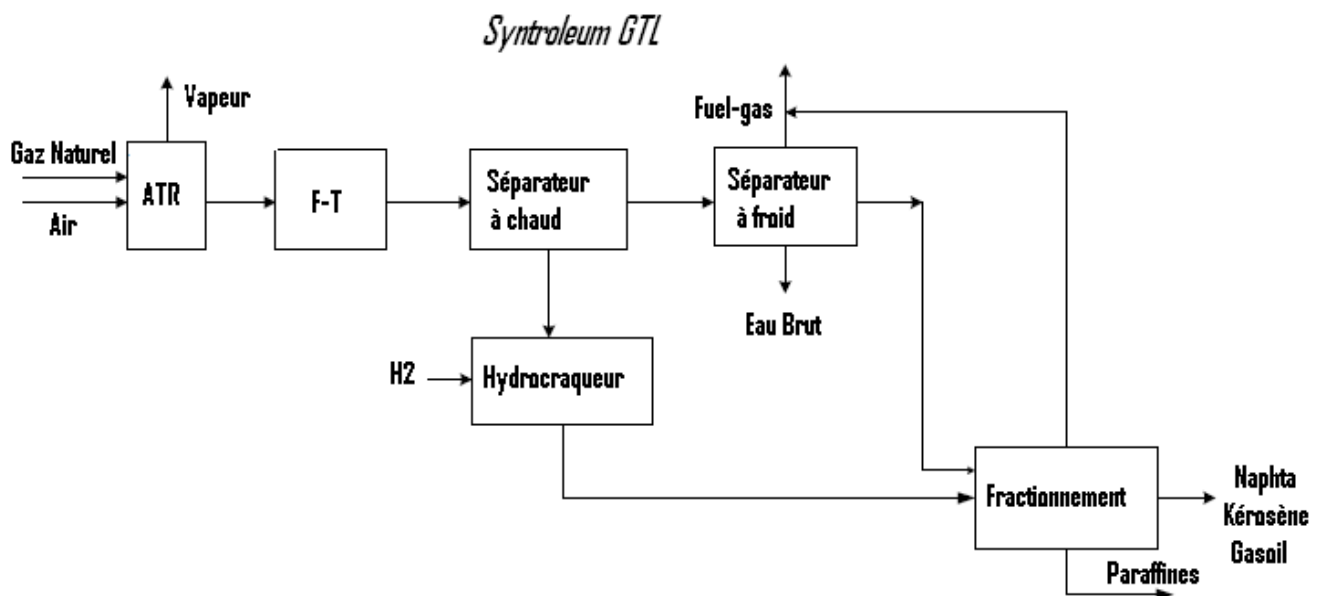
**Figure II.17:** Schéma bloc du procédé ExxonMobil AGC-21.

### II.4.4) La technologie Syntroleum :

C'est un groupement de sociétés américaine, qui a développé et commercialisé un procédé GTL basé sur la technologie FT. Le procédé Syntroleum consiste à transformer le gaz naturel en une huile synthétique qui peut ensuite être transformée en carburants et autres produits hydrocarbures. Il est basé sur deux étapes principales:

- ✓ **La conversion du gaz naturel en gaz de synthèse :** Dans cette étape le gaz naturel est mis en réaction avec de l'air dans un réacteur *auto-thermal-reformer* pour produire un gaz de synthèse *nitrogen-diluted synthesis gas*, composé principalement de monoxyde de carbone et d'hydrogène.
- ✓ **La conversion du gaz de synthèse en brut synthétique :** Par une réaction basée sur la chimie Fischer-Tropsch, le flux du gaz de synthèse et dans un réacteur contenant un catalyseur développé par Syntroleum, est transformé en hydrocarbures synthétiques. Couramment dénommé : pétrole brut synthétique.

Ce procédé est considéré compétitif car il présente un capital à faible coût. Cela revient à l'utilisation de l'air au lieu de l'oxygène dans l'étape de la production du gaz de synthèse, ce qui élimine une dépense significative d'une usine de séparation de l'air. Avec cette technique le groupe prétend être en mesure de produire du pétrole synthétique à environ 20 \$ le baril.



**Figure II.18:** Schéma bloc du procédé Syntroleum.

Syntroleum a réussi à construire de petites centrales GTL d'une capacité de production entre 2,000 et 10,000 bbl/j. Certaines de ces installations sont portatives et peuvent être installées sur des barges flottantes pour être utilisées avec des champs de gaz naturel soit petits soit dans des endroits isolés.

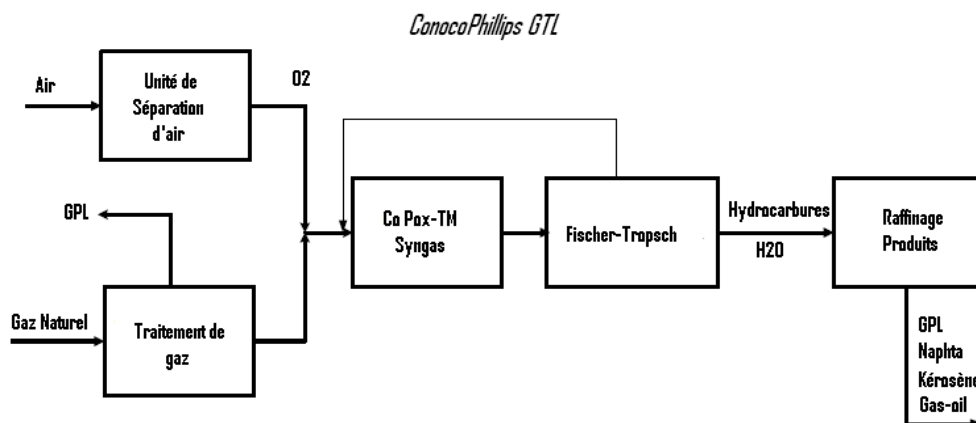
#### II.4.5) La technologie ConocoPhillips :

Les deux compagnies *Conoco Inc* et *Phillips Petroleum Company* sont parmi les premières entreprises de l'industrie pétrolière. En août 2002, ils ont uni leurs forces afin de créer ConocoPhillips. Son siège est à Houston, au Texas, et opère dans plus de 40 pays. C'est la troisième plus grande société d'énergie intégrée dans les États-Unis, et le deuxième plus grand raffineur aux États-Unis. Au niveau mondial, elle est en huitième rang des réserves prouvées et le cinquième plus grand raffineur.

ConocoPhillips a lancé un programme de recherche pour le développement de la technologie GTL en 1997. Ce dernier a montré des résultats encourageants concernant la production du gaz de synthèse et l'hydrotraitement. Elle a commencé l'exploitation d'une usine GTL de 400 bbl/j à Ponca, Oklahoma, en Juillet 2003. Cette usine de démonstration est conçue pour assurer la réussite de la technologie en place et la fiabilité du fonctionnement d'une usine à échelle commerciale.

Le procédé GTL de ConocoPhillips utilise comme matières premières de l'oxygène et du gaz naturel pour produire du carburant diesel en premier lieu et du naphta.

En décembre 2003, Qatar Petroleum et ConocoPhillips ont signé une Déclaration d'intention (DI) 'Statement of Intent (SOI)' concernant la construction d'une usine (GTL) à Ras Laffan, au Qatar.



**Figure II.19:** Schéma bloc du procédé ConocoPhillips.

#### II.4.6) La technologie Chevron :

Chevron est la cinquième plus grande société d'énergie dans le monde, et la deuxième plus grande société pétrolière aux États-Unis. Son siège est à San Francisco, et dirige des affaires dans quelque 180 pays. La société est engagée dans tous les aspects de l'industrie pétrolière et du gaz naturel, y compris l'exploration et la production, le raffinage, la commercialisation et le transport, la fabrication et la vente des produits chimiques et la génération d'énergie.

Dans le domaine du GTL, le procédé *Isocracking* exclusif pour Chevron a été développé pour produire des carburants liquides à partir des cires résultant de la réaction FT, en séparant les molécules les plus lourdes, qui sont généralement solides, à la température ambiante puis de les réorganiser afin qu'ils deviennent liquides.

Chevron et *Nigeria National Petroleum Corporation (NNPC)* ont annoncé leur intention de construire une usine de produits GTL adjacent à l'usine d'Escravos de Chevron au Nigeria. La conception préliminaire et l'ingénierie ont été réalisées. Cette unité a comme objectif de convertir le gaz naturel en un pétrole brut synthétique pour le transformer en suite en produits commerciaux de haute qualité, principalement le naphta et d'autres types de carburants. La capacité du projet est de 30.000 bbl/j du naphta et du diesel à partir de deux trains.

Le 9 Juin 1999, un protocole d'entente a été signé entre Chevron et Sasol pour former une association pour mettre en œuvre une unité GTL. L'union de deux grandes technologies à savoir, la technologie FT de Sasol et l'isocracking de Chevron offre une combinaison unique à l'échelle mondiale pour le développement de la technologie GTL. Ce groupe est appelé *Holdings Sasol Chevron*. Leur première expérience c'est traduite par la réalisation d'une usine GTL au Nigéria.

#### **II.4.7) La technologie Rentech :**

C'est une compagnie américaine qui s'exerce au Colorado. Elle a mis au point, en se basant sur la technologie FT, un procédé GTL qui utilise un réacteur *molten wax slurry* et un catalyseur à base de fer pour convertir le gaz naturel, le charbon, les résidus de la raffinerie, *industrial off-gas* et d'autres matières contenant le carbone en cires, naphta et des carburants propres, sans soufre ni aromatiques.

La capacité de convertir ce large éventail de matériaux est un avantage important pour la technologie Rentech par rapport aux autres technologies GTL. La technique de Rentech est basée sur la technologie Fischer-Tropsch originale, avec plusieurs aspects spéciaux qui la rende unique (élaboration de son propre catalyseur, sa méthode de déploiement du catalyseur dans le réacteur, sa conception du réacteur et sa configuration du procédé. Le catalyseur à base fer, qui est breveté, offre plusieurs avantages qui réduisent les coûts de sa technologie.

Cette technologie était d'abord établi dans son usine pilote d'origine entre 1982 et 1985. Cette capacité a été de nouveau démontrée dans une plus grande unité pilotes en 1989. Elle a confirmé plusieurs aspects importants de la technologie GTL entre 1991 et 1998 dans une troisième unité pilote et elle a réussie de démontrer avec succès en 1992 et 1993 l'utilisation de sa technologie GTL dans une usine à l'échelle commerciale.

En 2000, la société a acquis, dans le Colorado au Etats-Unis, une usine pour la conversion de 75000 ton de méthanol par an en produisant de 800 à 1000 bbl/j de diesel sans aromatiques, de naphta et de cires. C'était la première de son genre au Etats-Unis avec un coût d'environ 20 millions de dollars.

#### **II.4.9) La technologie Ivanhoe Energy :**

C'est une compagnie Canadienne. Elle détient une licence pour l'utilisation du procédé GTL exclusif à Syntroleum Corporation, sur un nombre illimité de projets à travers le monde.

Son procédé GTL se base sur l'utilisation du l'air comprimé au lieu de l'oxygène pur pour faciliter la réaction de conversion, ce qui réduit considérablement les coûts en capital et améliore d'avantage la sécurité des installations.

Ivanhoe a négocié avec Qatar, pour le développement des réserves du gaz naturel dans le champ immense du Nord au large des côtes, la construction d'une usine de GNL pour produire 78.000 bbl/j de condensat, 24.000 bbl/j de gaz propane et 16.000 bbl/j de gaz butane et la construction d'une usine



modulaire de GTL pour produire 180.000 bbl/j de naphtha l'ultra-propre et de carburant diesel. Le coût total du projet sera d'environ 5 milliards \$ US.

Ivanhoe Energy a intégré une nouvelle filiale au Japon afin de faciliter la participation des entreprises japonaises dans le projet GTL. *GTL Japan Corporation (GTLJ)* est actuellement détenue à 100% par Ivanhoe Energy. (GTLJ) est en pourparlers au Qatar pour construire des projets communs de GTL.

En mars 2004, une délégation technique de la compagnie Ivanhoe Energy a visité le ministère irakien du pétrole pour discuter des moyens de coopération dans le domaine de la technologie GTL. La compagnie a précisé que depuis 1995, ils ont travaillé avec la coopération de la société Syntroleum dans la technologie GTL, et finalement de grands résultats ont été obtenus en ce qui concerne cette question.

Le coût d'un baril de produits GTL produit par l'entreprise dans une unité de 20.000 bbl/j ne dépasse pas 10,45 \$/bbl, comparativement à 29 \$/bbl de celle produite par les raffineries du pétrole. Les spécifications des produits sont également conformes aux normes européennes et la Convention de Kyoto.

Le tableau suivant montre les différents types de technologies GTL, et leurs catalyseurs utilisés :

**Tableau II.7:** Les différentes technologies GTL.

La compagnie	Préparation du gaz de synthèse	Le réacteur F-T	Le catalyseur
Sasol	Gazéification du charbon	à lit fluidisé	
	OP avec O <sub>2</sub> , RV	Slurry	Fe, Co
Shell	OP avec O <sub>2</sub>	à lit fixe	Co
Exxon	OPC avec O <sub>2</sub>	Slurry	Co
Syntroleum	RAT avec l'air	à lit fixe	Co
Rentech	OP avec O <sub>2</sub> , R V, RAT	Slurry	Fe
IvanhoeEnergy	RAT avec l'air	à lit fixe	Co
OP = Oxydation Partielle OPC = Oxydation Partielle catalytique RV= Reforming à la Vapeur RAT = Reforming Auto-Thermique			

## II.5) Différents types d'installations GTL :

Il existe de nombreux types des installations GTL qui se diffèrent en fonction de leur capacité de production, la tâche d'installation, de la région de l'installation, fixe ou mobile, etc.

### II.5.1) Installations GTL à grande capacité :

Ces sont de grandes unités qui ont une capacité de production supérieure à 30.000 bbl/j. Cette catégorie comprend des unités de la deuxième génération de Sasol (Sasol II et Sasol III) qui ont une capacité de 50.000 bbl/j, ainsi que la nouvelle usine installée par Sasol-Chevron dans Escravos au Nigeria qui a une capacité de production de 34.000 bbl/j. Il existe de nombreuses usines GTL qui appartiennent à cette catégorie et qui sont en construction dans de nombreux pays à travers le monde,

surtout celles qui sont construites aujourd'hui au Qatar. Ces unités se distinguent par ses faibles coûts en capital qui se reflète positivement sur le prix de leurs produits.

### **II.5.2) Installations GTL à une capacité moyenne :**

Cette catégorie d'installations de GTL a une capacité de production entre 5.000 - 30.000 bbl/j. Elle comprend la première génération de l'usine de Sasol (Sasol I) et l'usine Mossgas en Afrique du Sud. Elle comprend également l'usine Shell à Bintulu en Malaisie, qui a une capacité de production de 12.500 bbl/j.

### **II.5.3) Installations GTL à petite capacité :**

Ce sont des installations qui ont une capacité de production inférieure à 5,000 bbl/j. Elles sont subdivisées en deux catégories:

#### **II.5.3.1) Petites unités de production de GTL:**

C'est des petites unités qui sont conçues pour traiter des petits gisements de gaz, situés loin. Elles peuvent également être utilisées avec du gaz associé. Elles ont une capacité de 1000 - 5000 bbl/j et elles sont de deux sortes : soit fixes ou mobiles. Récemment, une nouvelle génération d'unités mobiles GTL a été conçue qui peut être transportée par de gros camions d'un champ à l'autre. Ces unités peuvent être utilisées pour une certaine période, en particulier lorsque la capacité du champ n'est pas assez grand pour installer une unité fixe. Le développement continu des usines GTL a diminué leur coût en capital au minimum, car elle ne dépasse pas aujourd'hui 22,000 \$/bbl/j pour ce type d'unités. Cette évolution se reflète positivement sur le prix des produits GTL. Le principal facteur qui rend possible ce progrès est le remplacement de l'air comme agent oxydant, au lieu de l'oxygène pur dans la réaction pour produire de gaz de synthèse.

#### **II.5.3.2) Unités de type pilote:**

Ce sont de petites installations conçues pour mettre en œuvre les recherches scientifiques. La capacité de production de ces unités ne dépasse pas 1000 bbl/j. Les entreprises utilisent également ces unités à mettre en œuvre des démonstrations pour montrer leurs technologies GTL, et les progrès qu'ils ont réalisés dans ce domaine, surtout quand ils ont l'intention de signer des contrats avec d'autres parties.

### **II.5.4) Unités Offshore:**

Récemment, de nouvelles générations d'installations GTL, qui peut être utilisées avec des champs de gaz naturel extracôtier sont construites. Habituellement, la capacité de production de ces unités est classée entre moyenne et petite, c'est à dire de la capacité entre 2.000 et 10.000 bbl/j. Elles se divisent en deux parties:

### II.5.4.1) Unités offshore fixes:

Ce sont des installations qui sont installées dans les plates-formes fixes semblables à ceux utilisés dans la production du pétrole dans la mer nord. Elles sont alimentées directement du gaz naturel en mer. Les produits GTL peuvent ensuite être transportés par des pipelines ou des navires.

### II.5.4.2) Navires de GTL et barges :

Il ya quelques petits gisements de gaz offshore, qui ne vaut pas l'investissement d'usines de GTL sur plates-formes fixe ; donc de petites unités de GTL d'une capacité entre 2.000 et 10.000 bbl/j sont construites sur des navires ou barges, afin d'être déplacées dans ces domaines. Parmi ces unités sont celles construites par les entreprises Statoil et Syntroleum.

**Tableau II.8:** Propriétés des différentes installations GTL [Wisam Al-Shalchi 2006].

	Installations à Petites capacités	Installations à Moyenne capacités	Installations à Grandes capacités
Capacité en (bbl / jour)	<5,000	5,000 - 30,000	> 30,000
Taux de conversion du gaz (Mcf/bbl)	> 13	11	<10
Gaz nécessaire (TJ / jour)	70	350	500
Réserve min pendant 20 ans (Tcf)	0.5	3	5
Coût typique (million USA \$)	400	1700	2600

## II.6) Procédés GTL dans le monde :

### II.6.1) Projets à Qatar :

#### II.6.1.1) Oryx GTL:

Qatar Petroleum (QP) et Sasol (avec Chevron), sous le nom Oryx, ont lancé le projet QGTL (Qatar Gas To Liquids). Initié début 2003 et confié pour la réalisation à TECHNIP. C'est une unité à deux trains avec une capacité globale de 34,000 bbl/j, où Sasol a utilisé sa propre méthode (SPD) *Slurry Phase Distillate*, utilisée dans le réacteur : *Slurry Phase FT Reactor*. Cette dernière est utilisée par Sasol à Mossgas en Afrique du sud depuis 1993 [Wisam Al-Shalchi 2008].

En 2004, un contrat initial a été conclu visant à l'expansion de Oryx GTL (+ 68 000 bbl/j) et au lancement d'un second projet (130 000 bbl/j). Par sa dimension et ses acteurs, ce projet représente un tournant important pour la technologie GTL.

La première unité de production Oryx GTL (34 000 bbl/j), est entrée en production au début 2007<sup>1</sup>.

#### II.6.1.2) Pearl GTL:

Shell a également débuté en fin 2006 la construction de Pearl GTL, une usine géante de 140 000 bbl/j à Qatar. Le projet a été développé en deux phases dont la première phase opérationnelle en 2009,

<sup>1</sup> : <http://www.qp.com.qa>

produise environ 70.000 bbl/j de produits GTL et la deuxième phase doit être achevée au environ 2011<sup>1</sup>.

#### **II.6.1.3) Sasol Chevron GTL:**

Plusieurs projet ont été négocié entre Sasol-Chevron et Qatar Petroleum pour la réalisation d'un groupe d'usines GTL. Le premier projet, en deux phases, étant une usine GTL pour la production du naphta, du gasoil et quelques produits primaires, avec une capacité d'environ 120.000 bbl/j. Le deuxième étant la possibilité de réaliser une unité GTL pour produire les huiles de base et en fin un projet de six trains avec une capacité de 130.000 bbl/j<sup>1</sup>.

#### **II.6.1.4) Marathon GTL:**

Le projet Marathon GTL produira environ 120.000 bbl/j du naphta et du diesel. Le projet sera composé de deux trains d'une capacité égale. La première phase de production commerciale est prévue pour l'année en cours 2010. Marathon envisage d'introduire des actionnaires pour le projet comme PetroCanada, Occidental et le Groupe offset<sup>1</sup>.

#### **II.6.1.5) ConocoPhillips GTL:**

ConocoPhillips prévoit de développer son projet GTL en deux phases, chacune produisant environ 80.000 bbl/j de produits GTL (naphta et diesel) en utilisant la technologie CoPOX. La société a réalisé une étude de faisabilité qui a été présenté à QP en mi-2003. Une déclaration d'intention de poursuivre le projet a été signé avec QP en décembre 2003. Le projet est structuré sur la base d'un accord de partage de production, comme avec tous les autres projets GTL à grande échelle<sup>1</sup>. L'investissement pour la première phase 80.000 bbl/j est estimé à 2.8 billion USA\$ et pour la deuxième 2.4 billion USA\$<sup>2</sup>.

#### **II.6.1.6) ExxonMobil GTL:**

ExxonMobil GTL est un projet d'une capacité au-delà de 150.000 bbl/j. La matière première pour l'usine sera assurée à partir de deux plates-formes offshore (environ 1,8 BSCFD sera nécessaire). Le projet produira les huiles de base en plus des carburants synthétiques<sup>1</sup>.

#### **II.6.2) Shell GTL en Malaisie :**

C'est une unité construite par Shell à Bintulu en Malaisie en 1993, d'une capacité moyenne de 12500 bbl/j<sup>1</sup>.

---

<sup>1</sup> : Essence Synthétique, Le renouveau de la filière GTL : <http://fr.wikipedia.org> (novembre 2009).

<sup>2</sup> : <http://www.highbeam.com/doc/1P3-488039531.html> (2010).

### **II.6.3) PetroSa GTL en Afrique du sud :**

C'est une unité construite par PetroSA à Mossel Bay en Afrique du Sud en 1993, d'une capacité moyenne 24000 bbl/j.

### **II.6.4) Chevron GTL au Nigeria :**

Un projet important est également en cours de construction à Escravos au Nigeria, d'une capacité de 34 000 bbl/j. C'est un projet qui est estimé à 8,4 billion US\$ et qui ne sera pas encore en service en 2013<sup>1</sup>.

### **II.6.5) Sasol GTL à l'Ouzbékistan :**

Le sud africain Sasol, la compagnie nationale du gaz et du pétrole d'Ouzbékistan Uzbekneftegaz et la compagnie Malaysienne Petronas ont signé un accord pour le développement et l'implantation d'un projet GTL à l'Ouzbékistan. Un projet de 40.000 bbl/j. Les réserves du gaz à l'Ouzbékistan sont de l'ordre de 60 trillion cubic feet (Tcf)<sup>2</sup>.

### **II.6.6) Sasol GTL au Canada :**

Les deux compagnies Sasol et Talisman Energy font actuellement (février 2011) l'étude de faisabilité d'une unité GTL au Western (Canada). Ce projet sera une alternative stratégique pour les anciennes voies du marché de gaz en Amérique du nord (pipelines et GNL)<sup>3</sup>.

### **II.6.7) Syntroleum GTL à Bolivia :**

D'après YPFB (Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos) le démarrage d'une unité GTL, produisant 12.750 barils/jour du Diesel, 2250 bbl/j du Naphta et 120 MW d'Electricité, sise à *the Bolivian Gran Chaco* est prévu pour 2015. Le projet est en association avec le groupe Syntroleum. Un deuxième projet de même capacité est envisagé en 2021 [JORGE A. VELASCO et al. 2010].

### **II.6.8) Les projets annulés :**

Autres installations GTL prévues ont toutes été annulées ou reportées pour diverses raisons:

- ✓ Deux projets prévus au Qatar impliquant des partenariats avec Marathon Petroleum et avec ConocoPhillips ont été indéfiniment suspendue au début de 2006 lorsque le Qatar a placé un moratoire sur les nouveaux gisements en attendant l'évaluation de réservoir en outre du géant champ Nord.
- ✓ Au début de 2007, ExxonMobil et Qatar Petroleum ont annoncé l'annulation du projet GTL Palm proposé de 154.000 bbl/j, en citant l'escalade des coûts sévère et que la principale raison

<sup>1</sup> : Reuters; Cost of delayed Nigeria GTL plant now \$8,4bn: <http://www.engineeringnews.co.za> (25/02/2011)

<sup>2</sup> : Esmarie Swanepoel; Sasol signs Uzbekistan GTL agreement: <http://www.engineeringnews.co.za> (08/04/2009)

<sup>3</sup> : Liezel Hill; Sasol to start feasibility early 2011 on Canadian GTL plant: <http://www.engineeringnews.co.za> (14/01/2011)

c'était que l'usine a été initialement prévue pour un coût d'environ 7 milliards de dollars, mais des rapports ont suggéré que les coûts ont augmenté pour atteindre environ 18 milliards de dollars.

- ✓ En 2005, un projet GTL, de 65.000 bbl/j, devait être lancé à Tindhert, au nord d'In Aménas, mais a été abandonné deux ans après. Motif avancé : des coûts trop élevés. Le néerlandais Royal Dutch Shell et le groupe australo-norvégien Statoil/BHP Billiton avaient pourtant montré de l'intérêt pour développer ce projet<sup>1</sup>.

En fait, la plupart, sinon la totalité, des usines GTL à ce jour n'auraient pas été construites si elle n'était pas de subventions gouvernementales ou des restrictions d'ordre politique ou influences.

Tous les autres projets GTL envisagés jusqu'ici sont suspendus, que ce soit en Égypte, Indonésie, Bolivie, Afrique du Sud... Ce dernier reste le premier producteur de carburants synthétiques au monde (200 000 bbl/j), avec sa production issue du charbon<sup>2</sup>.

---

<sup>1</sup> : 16<sup>ème</sup> Conférence internationale sur le gaz naturel liquéfié (GNL16), qui s'est tenue à Oran, du 19 au 21 avril 2010.

<sup>2</sup> : Essence Synthétique, Le renouveau de la filière GTL : <http://fr.wikipedia.org> (novembre 2009).

## ETUDE TECHNICO-ECONOMIQUE DU PROCEDE GTL

### III.1) Introduction :

Étendre le domaine de valorisation du gaz naturel au marché des carburants traditionnellement réservé au pétrole, tout en respectant l'environnement : tel est le double enjeu de la technologie du *Gas to Liquid* (GTL), qui met en œuvre la synthèse Fischer-Tropsch. En effet le GTL est une nouvelle version de valorisation du gaz naturel, elle représente beaucoup d'opportunités et d'avantages. Plusieurs pays et gouvernements, chercheurs et investisseurs qui s'intéressent. Du point de vue recherche scientifique; beaucoup de travaux qui ont été établi surtout pour ce qui concerne l'optimisation du bilan énergétique, notamment pour la l'étape de production du gaz de synthèse. Cette dernière contribue à environ 80% des émissions de CO<sub>2</sub> et à environ 50% de l'investissement de l'ensemble de la chaîne de conversion<sup>1</sup>.

Dans le présent document, nous présentons notre étude qui consiste en une évaluation technico-économique du procédé GTL. Cette unité est destinée pour produire des carburants liquides en se basant sur une conversion chimique du gaz naturel. Ce projet pourra contribuer à l'augmentation de la capacité de production des carburants liquides proposés à l'exportation.

Une étude de simulation et d'optimisation pour un procédé GTL a été faite par un groupe de chercheurs [Yong Heon Kim et al. 2009] au Corée du Sud. Leur travail s'est concentré principalement sur l'optimisation des paramètres de marche. Ils ont utilisé comme simulateur Aspen-HYSYS et comme modèle mathématique des équations SRK (Soave-Redlich-Kwong). Pour la production du gaz de synthèse, ils ont choisi la méthode ATR (Auto-Thermal-Reforming) et pour les réactions FT, le Slurry phase reactor. Comme résultat obtenu, les paramètres de marche optimaux sont : une température réactionnelle de 255°C et un rapport H<sub>2</sub>/CO égale à 2. Ces résultats de simulations ils étaient en accord avec les données expérimentales.

De notre part, nous allons travailler de la même manière. Pour la simulation du procédé nous utilisant le logiciel HYSYS. La partie cœur du procédé qui est la synthèse FT. La simulation sera faite seulement pour l'étape de production du gaz de synthèse et celle de la synthèse FT. Nous allons travailler avec deux types de charge : le gaz naturel et le gaz associé. On se basant sur les mêmes conditions opératoires, les résultats obtenus seront comparés avec les données expérimentales de Yong Heon Kim et al.

---

<sup>1</sup> : COLLECTION SAVOIR-FAIRE; *Valorisation Gaz : Des Techniques D'avenir* ; TOTAL 2007.

Du point de vue économique il est nécessaire d'identifier quelle est la meilleure voie de valorisation du gaz, est-ce que la voie classique qui est la liquéfaction du gaz, le GNL ou bien la voie alternative, le GTL ? En se basant sur certaines hypothèses, il sera établi une étude de rentabilité comparative entre une unité GNL et une unité GTL, pour décider de la meilleure voie de valorisation du gaz naturel Algérien. Cette comparaison nous donne une idée sur la faisabilité d'intégrer la technologie GTL en Algérie. Cette étude sera faite sur Excel.

L'étude de rentabilité sera effectuée pour le procédé GNL et pour deux procédés GTL, un appartenant à la compagnie Shell et l'autre appartenant à la compagnie ConocoPhillips. Cette étude a été réalisée pour un prix d'acquisition fixe pour le gaz naturel, et quatre variantes pour le prix du pétrole Brut. Les prix des produits issus des procédés seront indexés au prix du pétrole. Une étude de sensibilité sera faite, pour juger de l'impact de certains paramètres influençant ces projets.

Plusieurs études similaires, de faisabilité et d'intégration des unités GTL, ont été faites. Parmi ces dernières, nous citons quelques exemples qui semblent avoir un lien direct avec notre travail dans la présente étude. Ci-dessous quelques un:

Alexandre Szklo, avec un groupe de chercheurs, ont étudié l'impact d'une installation GTL sur l'extension du segment du raffinage au Brésil. Dans leur travail ils ont donné, en premier lieu, l'état des lieux pour la matière première, à savoir le gaz naturel et le gaz associé, et le marché des carburants au Brésil en se basant sur des données (réserves, consommations, productions) de l'année 2002 et des perspectives pour 2010, 2015 et 2020. L'étude s'est basée sur la conception d'une unité GTL d'une capacité de 50.000 baril/jour, produisant le diesel et le naphta (démarrage prévu en 2015). Deux scénarios ont été proposés : "Business Scenario" et "Alternative Scenario" [Alexandre Szklo et al. 2005].

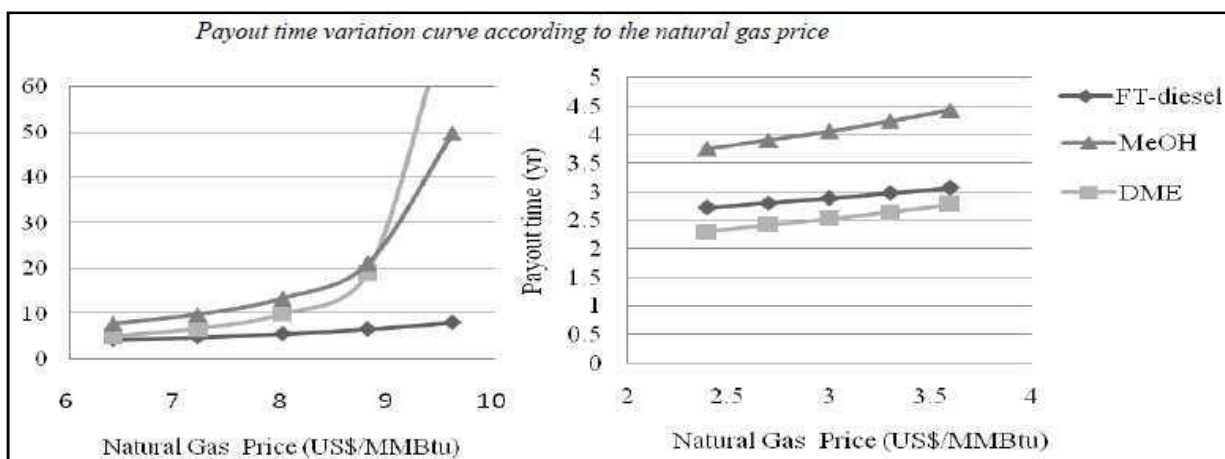
Une étude technico-économique sur la faisabilité d'intégrer le GTL dans l'industrie gazière en Indonésie. Cinq scénarios ont été proposés dans cette étude. Chacun d'eux produise : le naphta, le diesel et l'électricité et ils se diffèrent entre eux dans les co-produits : l'Urée (à travers l'ammoniac), l'Acide acétique (à travers le méthanol) et le Diméthyle éther (pour les schémas voir l'annexe). La comparaison s'est basée sur : le rendement, les émissions en CO<sub>2</sub>, la valeur actuelle nette VAN et la sensibilité de quelques paramètres. Comme simulateur ils ont utilisé CHEMCAD 5.2 en combinaison avec EXCEL, VISUAL BASIC et FORTRAN [W. Widodo et al.].

- ✓ Selon une nouvelle approche, une étude a été faite sur la possibilité d'implanter un offshore GTL au Brésil dans le but de : réduire le torchage du gaz naturel, réduire les émissions en CO<sub>2</sub>e



et produire un diesel de haute qualité. L'estimation du coût de réduction des émissions en CO<sub>2</sub>e a été faite selon deux propositions : soit ne pas réduire le torchage du gaz et introduire des modifications au sein des raffineries actuelles pour produire du diesel propre, soit d'éliminer carrément le torchage du gaz en implantant un offshore GTL et produire un diesel propre de haute qualité (pour les schémas voir l'annexe). L'étude s'est basée sur une comparaison économique en se basant la consommation d'énergie par baril et les émissions du CO<sub>2</sub>e associée [David A. et al. 2010].

- ✓ Une étude s'est basée sur la conception d'une unité en co-production : GTL-Electricité. Avec une capacité de traitement de 100 MMSCF/day et un rendement de 8,820 BPD de produits GTL et 84 MW d'électricité. L'étude a montré que ce projet présente une grande sensibilité aux du gaz naturel et du pétrole brut. En effet avec un prix du gaz de 0.50 \$/MMBtu et un pétrole à 18.8 \$/bbl (US dollars 1996) avec 3 cents/KWh pour l'électricité ce projet pourra être compétitif sur le marché des carburants aux Etats-Unis. Comme simulateur ils ont utilisé ASPEN Plus [Gerald N. et al.].
- ✓ Une étude technico-économique a été réalisée par Chul-Jin Lee et Chonghun Han de l'université de Seoul, Corée du Sud. Leur travail consiste en une comparaison entre trois voies de valorisation du gaz naturel : production du Méthanol, production du Diméthyle éther DME et la production du FT-Gasoil. Comme simulateur ils ont utilisé ASPEN PLUS<sup>TM</sup>. Leur étude s'est basée sur la comparaison du *Payout Time* (temps de payement) pour les différentes configurations. Comme résultat : pour un prix du gaz naturel de 8 \$/MMBtu la production du FT-Gasoil est la plus rentable suivi par le DME et le Méthanol. En effet pour un prix inférieur à 3 \$/MMBtu, le DME devient le plus rentable suivi par le FT-Gasoil [Chul-Jin Lee et Chonghun 2009]. La figure suivante montre ces résultats:



**Figure III.1:** La variation du *Payout Time* en fonction de prix du gaz naturel.

### III.2) Données de base :

Ici nous allons présenter toutes les données techniques et économiques utilisées dans notre travail à savoir : les charges, les données cinétiques, les réactions misent en jeu, prix des produits, CAPEX, OPEX, ...etc.

#### III.2.1) Données techniques :

##### III.2.1.1) Composition et débit de la charge :

Pour notre étude nous utilisant deux charge de gaz différentes : le gaz naturel de Hassi-R'mel et le gaz associé de Hassi-Messaoud. Pour le débit de la charge nous travaillons avec une capacité de 108 000 000 MMBtu, soit environ trois (03) Gm<sup>3</sup> de gaz naturel par an (source Sonatrach).

La composition du gaz naturel brut en provenance de Hassi-R'mel<sup>1</sup>, avant traitement, est la suivante :

**Tableau III.1:** Composition de gaz naturel brut en provenance de Hassi-R'mel

Constituants	% volumique (à 15°C et 40.77 bars)
N <sub>2</sub>	5.830
He	0.190
CO <sub>2</sub>	0.210
<b>CH<sub>4</sub></b>	<b>83.44</b>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7.000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.100
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.330
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.540
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.120
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.120
C <sub>6+</sub>	0.120
<b>Total</b>	<b>100</b>
H <sub>2</sub> O en ppm	38
H <sub>2</sub> S en ppm	Traces

Avant d'être introduit à l'unité de la synthèse FT le gaz naturel brut subira un traitement qui consiste à la désulfuration et la déshydratation. En effet le catalyseur dans le four de reforming (réacteur du gaz de synthèse) est empoisonné par du soufre, et pour cette raison la teneur en soufre du gaz naturel qui entre dans les tubes de reforming ne doit pas dépassée 0.5 ppm en volume. On s'attend à ce que le gaz naturel d'alimentation de l'unité contienne en moyenne 0.5 ppm en volume de soufre et on le traite donc d'abord en le faisant passer à travers un lit de catalyseur d'oxyde de zinc pour former du zinc sulfuré, garantissant ainsi que la limite admissible de soufre dans l'alimentation de gaz au four de reforming n'est pas dépassé.

Le tableau III.2, illustre la composition en pourcentage molaire de la charge après traitement (désulfuration et la déshydratation) pour les deux cas : gaz naturel<sup>1</sup> et gaz associé<sup>2</sup>.

<sup>1</sup> : Unité méthanol d'Arzew.

<sup>2</sup> : Unité compression de Hassi-Messaoud.

**Tableau III.2:** Composition de gaz naturel et du gaz associé après traitement.

Constituants	Gaz Naturel traité*	Le gaz associé traité**
N <sub>2</sub>	0.0908	0.0239
CO <sub>2</sub>	0.0021	0.0207
<b>CH<sub>4</sub></b>	<b>0.8429</b>	<b>0.6796</b>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0448	0.2168
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.0131	0.0496
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0017	0.0021
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0029	0.0058
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0006	0.0005
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0006	0.0007
n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.0005	0.0002
<b>Total (% mol)</b>	<b>1.0000</b>	<b>1.0000</b>
* : d'après unité méthanol Arzew.		
** : d'après unité compression Hassi-Messaoud.		

### III.2.1.2) Paramètres de marche des unités :

Une usine GTL se compose de plusieurs unités. Certaines sont principales telles que l'unité de production du gaz de synthèse, l'unité de la synthèse FT et l'unité de valorisation des produits alors que d'autres unités sont complémentaires telles que l'unité de purification du gaz, L'unité de séparation d'air et l'unité de production d'électricité (voir la figure III.2).

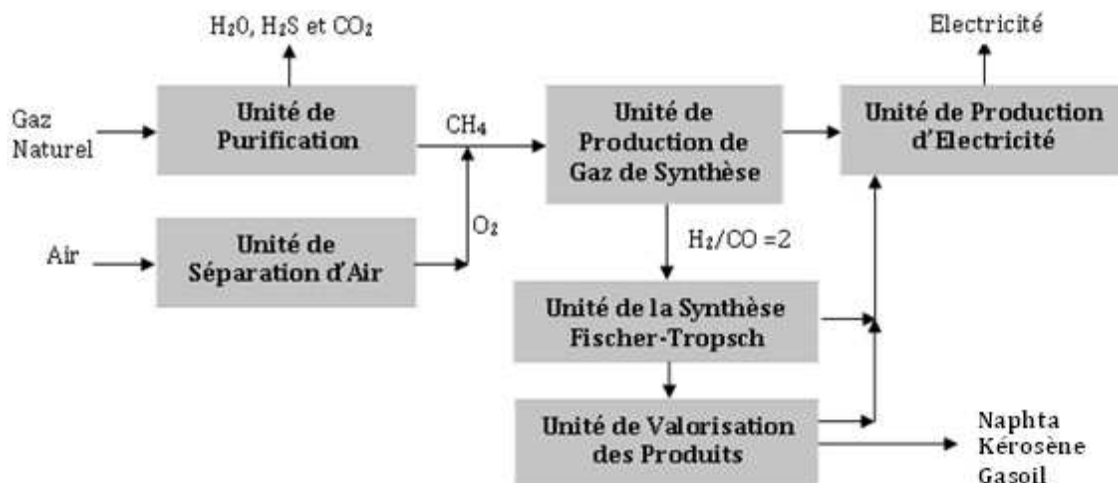
- ✓ **Unité de purification du gaz naturel :** Afin d'éviter l'empoisonnement des catalyseurs, la charge subie une purification en réalisant la décarbonatation (élimination du CO<sub>2</sub>), la désulfuration (élimination du H<sub>2</sub>S), et la déshydratation (élimination du H<sub>2</sub>O) du gaz naturel. Le produit de cette section sera une charge riche principalement en CH<sub>4</sub>. Le CO<sub>2</sub>, l'H<sub>2</sub>S et l'H<sub>2</sub>O seront purgés.
- ✓ **Unité de séparation d'air :** Section de séparation Air-Azote afin d'alimenter la section de production du gaz de synthèse en oxygène.
- ✓ **Unité de production de gaz de synthèse :** Elle est composée de deux sections : section réactionnelle et section de séparation. La première est alimentée par une charge d'une composition typique : H<sub>2</sub>O/CH<sub>4</sub>=2.3 et O<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub>=0.5 afin de produire un gaz de synthèse d'une composition : H<sub>2</sub>/CO=2.1 qui est ensuite ajusté dans la deuxième section à H<sub>2</sub>/CO=2 afin d'optimiser la production en produits désirés. Les conditions opératoires sont : une pression de 30 à 40 bars et une température de 800 à 950°C. L'hydrogène issu de cette section est envoyé vers la section de valorisation des produits finis et la section de production d'électricité.
- ✓ **Unité de synthèse Fischer-Tropsch :** Elle se compose également de deux sections : section réactionnelle et section de séparation. La première est alimentée par une charge H<sub>2</sub>/CO=2 à 40 bars de pression et entre 230 et 250°C. Dans la deuxième section on sépare les effluents, issus du réacteur FT, du catalyseur et le recyclage de ce dernier.

- ✓ **Unité valorisation des produits :** Les effluents de la synthèse FT est un mélange des hydrocarbures légers, des hydrocarbures liquides, des oléfines des sires et d'eau. Dans cette section on retrouve l'hydrocraquage pour casser les grandes molécules et la distillation afin de séparer et valoriser les différentes coupes tels que le gasoil, le naphta, le kérosène...
- ✓ **Unité de production d'électricité :** Les grandes quantités d'énergies misent en jeu dans les différentes sections sont utilisés pour produire de la vapeur d'eau. Cette dernière serve à générer de l'électricité par des turbines à vapeur.

Le tableau suivant représente les paramètres principaux des différentes unités.

**Tableau III.3:** Paramètres de marche des unités.

Unité	H <sub>2</sub> O/CH <sub>4</sub>	O <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub>	Température en °C	Pression en bar	H <sub>2</sub> /CO
Réacteur Pré-Réformer	2.3	//	255	30-40	//
Réacteur Auto-Thermal Réformer	//	0.5	1000	//	2.1 (Produit)
Séparation effluents ATR	//	//	//	//	2 (Produit)
Réacteur Fischer-Tropsch	//	//	240	40	2 (Charge)



**Figure III.2:** Le procédé GTL en bloc.

### III.2.2) Données économiques :

#### III.2.2.1) Marchés de destination des différents produits :

Il existe pour l'Algérie plusieurs marchés de destination des produits, qui sont les suivants :

- ✓ Européen (Méditerranée et Europe).
- ✓ Américain (Amérique du Nord et du Sud).
- ✓ Asiatique.
- ✓ Africain.

Le tableau suivant donne les pourcentages actuels correspondants aux quantités pour chaque marché, en supposant leur maintien dans les prochaines années:

**Tableau III.4:** Pourcentage correspondant aux quantités destinées à chaque marché (%)

Produits	Méditerranée	Europe	Amérique du Nord	Amérique du Sud	Asie	Afrique
GNL	30	35	30	//	5	//
Gas-oil	80	10	10	//	//	//
Naphta	40	40	//	20	//	//
GPL	56		12	13	12	7
Gasoline	40	40	//	20	//	//

**III.2.2.2) Prix des produits :**

Le coût de regazéification du GNL est de 0,4\$/MMBtu.

Les prix définitifs des produits sont donnés suivants les relations suivantes :

✓ *Pour le projet GTL :*

Prix des produits correspondant à chaque région de destination = Prix FOB des produits + Prime – Fret correspondant à chaque région de destination des produits.

✓ *Pour le projet GNL :*

Prix des produits correspondant à chaque région de destination = Prix FOB des produits – coût de la regazéification – coût de fret correspondant à chaque région.

Le calcul des prix de tous les produits destinés pour chaque région est présenté dans l'annexe.

**III.2.2.3) Prime des produits GTL :**

Une prime pour les produits GTL a été instaurée en raison de leur qualité supérieure, elle constitue un avantage certain pour les fabricants de ces produits, elle est donnée comme indiqué dans le tableau suivant :

**Tableau III.5:** Prime pour les produits GTL

Brut (\$/baril)	Prime (\$/T)
20	3
30	8
40	21
50	27
60	33
70	39

**III.2.2.4) Coûts de Fret :**

Pour chaque destination le prix de Fret se diffère d'un produit à un autre. Les valeurs correspondantes sont représentées dans le tableau suivant :

**Tableau III.6:** Coûts de Fret

Fret	Méditerranée	Europe	Amérique du Nord	Amérique du Sud	Asie	Afrique
GNL (\$/MMBtu)	0.20	0.35	0.70	//	0.90	//
Gasoil (\$/baril)	0.81	1.22	2.16	//	//	//
Naphta (\$/baril)	0.67	1.01	1.80	2.25	//	//
GPL (\$/baril)	1.72	//	2.33	3.45	3.45	1.38
Gasoline (\$/baril)	0.67	1.01	1.80	2.25	//	//

### III.2.2.5) Données économique GTL concernant les deux compagnies Shell et ConocoPhillips:

Pour le calcul économique, nous avons travaillé avec des données, concernant le procédé GTL, de la compagnie Shell ainsi que la compagnie ConocoPhillips. Le choix de ces deux dernières revient à la disponibilité des données.

Le tableau suivant représente l'ensemble de données et d'hypothèses utilisées dans le calcul économique.

**Tableau III.7:** Données économiques du projet Shell GTL et ConocoPhillips.

	<b>Shell</b>		<b>ConocoPhillips</b>		
Charge Gaz Naturel (Gm3)	3				
Nombre de jours de fonctionnement	330				
Durée d'exploitation (années)	25				
Année de base	2010				
Début d'investissement	JAN 2012				
Durée d'investissement (années)	3				
Investissement de renouvellement (%) *	10				
Echéancier d'investissement (%)					
✓ 1ère année	35				
✓ 2ème année	40				
✓ 3ème année	25				
Type d'amortissement	Linéaire				
Durée d'amortissement (années)	15				
Echéancier de Production (%)					
✓ 1ère année	80				
✓ 2ème année	90				
✓ 3ème année	100				
CAPEX (MMS\$)	884		1517		
OPEX (MMS\$/an)	48,6		46,1		
Taux d'actualisation (%)	12				
Taux d'inflation sur l'investissement (%)	1,5				
Taux d'inflation sur les coûts opératoires (%)	2,5				
Impôt (%)	38				
<b>Bilan de matière :</b>					
Facteur de transformation (MMBtu/baril)	10,0		8,2		
	<b>Produits</b>	<b>% en volume</b>	<b>bbbl/j</b>	<b>% en volume</b>	<b>bbbl/j</b>
	<b>Gas-oil</b>	65	21 273	70	27 938
	<b>Naphta</b>	30	9 818	20	7 982
	<b>GPL</b>	5	1 636	10	3 991
	<b>Total</b>	100	32 727	100	39 111

### III.2.2.6) Données économiques concernant le projet GNL:

L'option GNL consiste à :

- ✓ Liquéfier le gaz naturel par voie physique (cryogénique).
- ✓ Transport par navires réfrigérés vers un terminal.
- ✓ Regazéification.

A la fin de la chaîne (sur le marché), on obtient du gaz naturel; les procédés intermédiaires de liquéfaction et de regazéification ne servent que pour le transport.

Le tableau suivant donne l'ensemble de données utilisées dans le calcul économique :

**Tableau III.8:** Données économiques du projet GNL.

Charge Gaz Naturel (Gm <sup>3</sup> )	3
Nombre de jours de fonctionnement	330
Durée d'exploitation (années)	25
Année de base	2010
Début d'investissement	JAN 2012
Durée d'investissement (années)	3
Investissement de renouvellement (%) *	10
Echéancier d'investissement (%)	
✓ 1ère année	30
✓ 2ème année	45
✓ 3ème année	25
Type d'amortissement	Linéaire
Durée d'amortissement (années)	15
Echéancier de Production (%)	
✓ 1ère année	80
✓ 2ème année	90
✓ 3ème année	100
CAPEX (MMS\$)	600
OPEX (MMS\$/an)	20,0
Taux d'actualisation (%)	12
Taux d'inflation sur l'investissement (%)	1,5
Taux d'inflation sur les coûts opératoires (%)	2,5
Impôt (%)	38
Bilan de matière MMtonne /an	
✓ GNL	2
✓ GPL	0,19
✓ GSOLINE	0,054

### III.3) Simulation du procédé :

Pour la simulation du procédé nous utilisant comme simulateur HYSYS (version 3.2) et durant notre travail nous avons procédé comme suit:

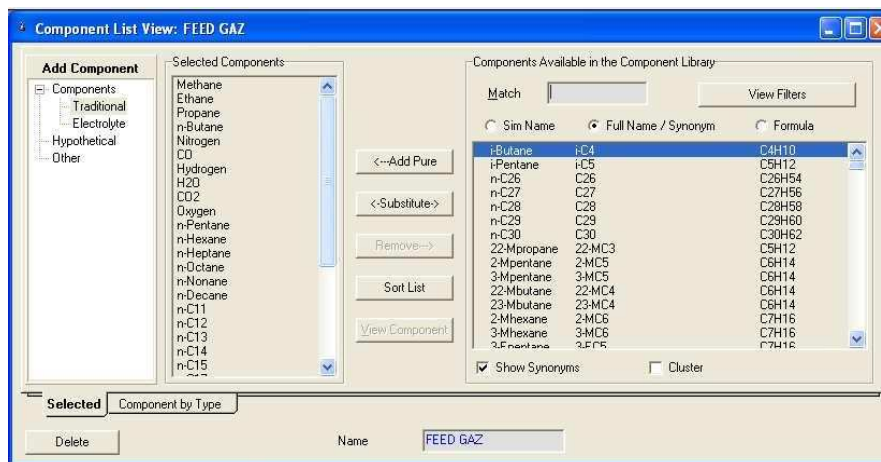
#### III.3.1) Introduction des données :

HYSYS présente une interface facile pour introduire les données. A travers *Simulation Basis Manager* nous introduisant les données concernant :

- ✓ La composition de la charge (constituants mis en jeu).
- ✓ Le modèle thermodynamique.
- ✓ Les réactions mises en jeu.

##### III.3.1.1) Charges :

Dans notre cas, à chaque fois trois charges se présentent : le gaz naturel ou le gaz associé, l'oxygène et l'eau. Pour chacune nous introduisant les constituants sans tenir compte du pourcentage.



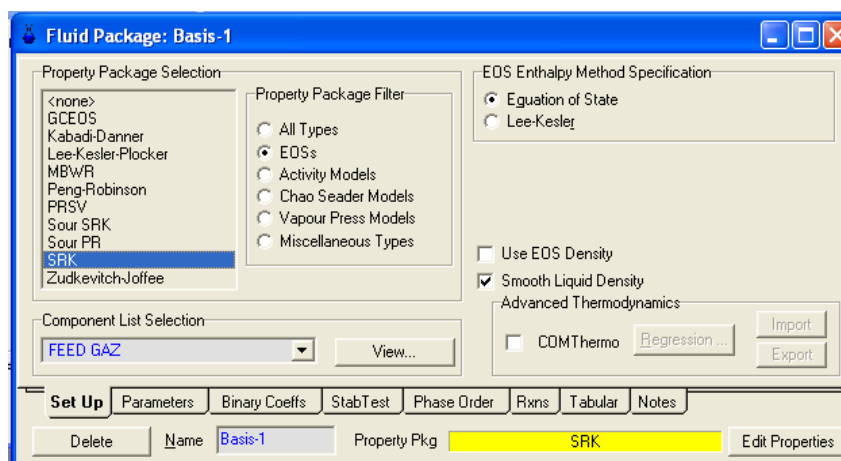
**Figure III.3:** Prise d'écran pour add Component sur HYSYS 3.2

### III.3.1.2) Modèle thermodynamique :

Le choix du modèle thermodynamique est une décision très importante dans la simulation. En effet elle est directement dictée par le souci de rigueur, de fiabilité et de validité dans le domaine opératoire considéré.

Dans sa bibliothèque thermodynamique HYSYS présente plusieurs modèles prédéfinis à utilisation directe, néanmoins le choix se base sur la nature des constituants mis en jeu et les conditions opératoires du système. Les modèles thermodynamique contenant sur HYSYS sont :

- ✓ Modèles d'équations d'états.
- ✓ Modèles d'activité.
- ✓ Modèles de la pression de vapeur.
- ✓ Autres modèles (spécifiques).



**Figure III.4:** le choix du modèle thermodynamique sur HYSYS 3.2

#### III.3.1.2.1) Modèles d'équations d'états:

On retrouve ici les deux principales équations d'état : Peng-Robinson (PR) et Redlich-Kwong (SRK). De plus, d'autres équations d'états qui sont en réalité que des modifications apportées soit à PR ou



SRK, par exemple : Peng-Robinson Stryjet-Vera (PRSV), Zudkevitch Jofee (ZJ) et Kabadi Danner (KD). Lee Kesler Plocker (LKP) qui est une adaptation de l'équation de Lee Kesler qui est en elle-même une modification de l'équation BWR.

Parmi les équations citées ci-dessus, l'équation de PR est considérée la plus adéquate pour une large gamme de systèmes et elle est très recommandée pour les systèmes du gaz, pétrole et pétrochimie<sup>1</sup>. Les options de Peng-Robinson sont : PR, Sous PR et PRSV et les options de Redlich-Kwong sont : SRK, Sour SRK, KD et ZJ.

Le tableau suivant représente les modèles d'équations d'état (Equation Of State) et leur application :

**Tableau III.9:** Les modèles thermodynamiques d'équations d'état.

<b>Modèle</b>	<b>Propriétés et application</b>
<b>Peng-Robinson (PR)</b>	C'est un modèle idéal pour les équilibres liquide-vapeur également pour le calcul des densités liquides pour les systèmes d'hydrocarbures. Lorsque la non-idéalité est considérable il est recommandé d'utiliser les modèles d'activité.
<b>PRSV</b>	C'est un modèle PR modifié, il est recommandé lorsque la non-idéalité du système est modérée.
<b>SRK</b>	Du point de vue résultats, elle peut être considérée comme PR, mais son domaine d'application est relativement limité et elle n'est pas recommandée pour les systèmes non-idéaux.
<b>Sour PR</b>	Un modèle qui combine l'équation d'état PR et le modèle de Wilson API-Sour pour le traitement des eaux.
<b>Sour SRK</b>	Combine SRK et le modèle de Wilson API-Sour pour le traitement des eaux.
<b>Zudkevitch Joffee</b>	C'est une modification de l'équation d'état de Redlich Kwong. Elle recommandée pour les équilibres liquide-vapeur d'hydrocarbures et les systèmes contenant de l'hydrogène.
<b>Lee-Kesler Plocker</b>	Il est recommandé pour les substances non polaires et les mélanges.
<b>Kabadi Danner</b>	C'est une modification de l'équation d'état SRK. Il est recommandé pour calculer l'équilibre liquide-vapeur dans les systèmes hydrocarbures-eau et particulièrement pour les régions diluées.

### III.3.1.2.2) Modèles d'activité :

La majorité des modèles d'équation d'état ont montrée une bonne fiabilité de prédire les propriétés de la plupart des hydrocarbures et pour une vaste variété des conditions opératoire, mais leur application est limitée devant les constituants non-polaires et pour les systèmes à une non-idéalité importante. Dans ce cas les modèles d'activité sont recommandés.

Pour calculer l'équilibre de phases des systèmes non-idéaux, plusieurs modèles ont été proposés en se basant sur la constante d'équilibre des constituants à l'interface liquide-vapeur qui est en générale le rapport entre le coefficient de fugacité dans la phase vapeur et le coefficient d'activité dans la phase liquide. L'évaluation de ces coefficients fait l'objet de plusieurs modèles à savoir : les premiers modèles comme : Margules et Van Laar et les nouveaux modèles comme : Wilson, NRTL (Non Random Two Liquid) et UNIQUAC (UNIversal QUAsi Chemical). Ces derniers sont appelés également modèles d'enthalpie libre d'excès.

<sup>1</sup> : Simulation Basis, Tutorials HYSYS version 3.0 (2002)

### III.3.1.2.3) Modèles de la pression de vapeur :

On retrouve les modèles basés sur le calcul de la constante d'équilibre K. Ces derniers sont utilisés pour les mélanges idéaux et à faible pression (<700 kPa), ça peut inclure aussi les mélanges d'alcools en phase liquide qui sont considérés relativement idéaux. Comme une première approximation ce modèle peut être utilisé pour les systèmes non-idéaux. Le tableau suivant représente les modèles d'activité les plus fiables.

**Tableau III.10:** les modèles thermodynamiques se basant sur l'activité.

Modèle	Propriétés et application
<b>Antoine</b>	Ce modèle est appliqué pour les systèmes idéaux à faibles pressions
<b>BraunK10</b>	Il est strictement appliqué pour les hydrocarbures lourds à faibles pressions
<b>EssoK</b>	Il est strictement appliqué pour les systèmes d'hydrocarbures à faibles pressions

### III.3.1.2.4) Autres modèles :

On retrouve ici des modèles bien spécifiés tel que :

- ✓ Modèles pour les amines, tels que les mélanges contenant Mono, Di, et Tri-Ethanolamine (MEA, DEA et TEA), Méthyl-di-éthanolamine (MDEA)...
- ✓ Modèles pour la vapeur d'eau comme : le modèle ASME Steam développé par American Society of Mechanical Engineers et la modèle NBS steam

**Tableau III.11:** Type de système et les modèles recommandés.

Type du système	Le modèle recommandé
Déshydrataion	PR
Procédé criogénique gaz	PR, PRSV
Séparation d'air	PR, PRSV
Distillation atmosphérique du pétrole brut	PR et PR options
Distillation sous vide	PR et PR options, Braum K10, Esso K
Colonne à Ethylène	Lee Kesler Plocker
Système à hydrogène	PR et ZJ
Systèmes de réservoirs	PR et PR options
L'inhibition des hydrates	PR
Systèmes chimiques	Modèles d'activité et PRSV
Systèmes d'hydrocarbures avec solubilité d'H <sub>2</sub> O est importante	Kabadi Danner

En effet ils existent deux types de méthodes pour calculer les équilibres entre phases<sup>1</sup>:

- ✓ La première consiste à appliquer aux deux phases en présence des modèles différents : les fugacités en phase liquide sont calculées à partir d'un état de référence, qui est caractérisé par le corps pur dans les mêmes conditions d'état physique, de température et de pression, les lois des solutions idéales étant corrigées en utilisant un modèle d'enthalpie libre d'excès ou de coefficient d'activité (NRTL, UNIQUAC, UNIFAC...). Les fugacités en phases vapeur sont quant à elles calculées par une équation d'état (Gaz parfait, SRK, PR...). Ces méthodes sont utilisées pour représenter l'hétérogénéité du système traité et sont classiquement appelées méthodes "hétérogènes". Leurs applications couvrent plutôt le domaine des basses pressions et

<sup>1</sup> : Bibliothèque thermodynamique des logiciels ProSim : [www.prosim.net](http://www.prosim.net) (2011)

il est important de noter qu'elles ne satisfont pas la continuité existant dans la zone critique entre l'état vapeur et l'état liquide.

- ✓ La seconde méthode regroupe les méthodes dites "homogènes" qui appliquent le même modèle, généralement une équation d'état, aux deux phases en présence, permettant ainsi d'assurer une continuité au point critique. Les équations d'état avec leurs règles de mélange classiques (SRK, PR,...) font partie de cette deuxième catégorie. Cependant, le domaine d'application de ces modèles se limite aux systèmes apolaires.

### Modèle choisi :

Le fait que notre système est entièrement hydrocarbures avec multi composants et en se basant sur les données précédentes nous choisissons le modèle Peng-Robinson (PR) pour la simulation du procédé. Cette dernière présente une bonne précision dans les propriétés volumétriques et thermiques entre composants et une bonne approximation pour les équilibres Liquide-Vapeur des hydrocarbures.

### III.3.1.3) Introduction des réactions:

Dans notre unité production GTL, nous avons trois réacteurs. Deux pour la section de production du gaz de synthèse et un pour la synthèse FT.

#### III.3.1.3.1) Section Production du gaz de synthèse :

Elle est composée de deux sections : la section réactionnelle et la section de séparation. La première est également constituée de deux parties : Pré-réformer et Auto-Thermal-Reformer (ATR). La composition de la charge à savoir le gaz naturel ou le gaz associé est représenté dans le tableau III.2.

#### ➤ Réacteur Pré-réformer :

Ici on aura la conversion de  $C_2H_6$ ,  $C_3H_8$  et  $C_4H_{10}$  en CO et  $H_2$  [Aaskerg Petersen et al. 2001]. Les données disponibles pour ces réactions sont  $\Delta H$  et  $\Delta G$  de réaction. En utilisant le modèle réacteur prédéfini GIBBS, il nous suffit seulement d'introduire les  $\Delta G$  des réactions associées et le simulateur calcul la composition des produits. La température d'entrée est de  $255^\circ C$  pour le gaz et la vapeur d'eau. Le rapport  $H_2O/CH_4=2.3$ . Le tableau suivant donne l'ensemble des équations mises en jeu.

**Tableau III.12:** Les réactions Pré-réformer

Type de réaction	Réactions	$\Delta H$ KJ/mol	$\Delta G$ KJ/mol	Thermicité
Réactions de conversion	$C_2H_6+2H_2O=2CO+5H_2$	+350	+201.86	endothermique
	$C_3H_8+3H_2O=3CO+7H_2$	+500	+302.78	endothermique
	$C_4H_{10}+4H_2O=4CO+9H_2$	+650	+403.71	endothermique
Réactions équilibrées	$CO+3H_2\rightleftharpoons CH_4+H_2O$	-210	-151.65	exothermique
	$CO+H_2O\rightleftharpoons CO_2+H_2$	-41	-19.09	exothermique

### ➤ Réacteur Auto-Thermal-Reformer (ATR):

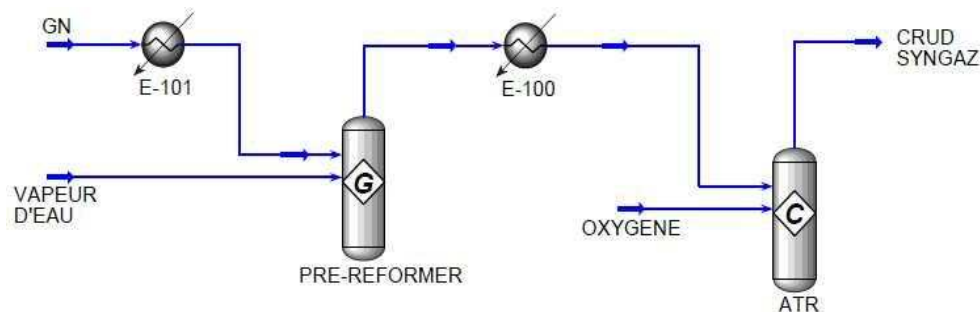
Les réactions mises en jeu dans ce réacteur sont résumées dans le tableau suivant :

**Tableau III.13:** Les réactions Auto-Thermal-Reformer

Réactions	Etat d'activation	A	E(KJ/Kgmol)	Taux de conversion
$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + 3\text{H}_2$	inactive	//	//	//
$\text{CO} + 3\text{H}_2 = \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	inactive	142583,8	83423,9	//
$2\text{CO} + 5\text{H}_2 = \text{C}_2\text{H}_6 + 2\text{H}_2\text{O}$	inactive	24,717	49782	//
$3\text{CO} + 7\text{H}_2 = \text{C}_3\text{H}_8 + 3\text{H}_2\text{O}$	inactive	0,4636	34885,5	//
$4\text{CO} + 9\text{H}_2 = \text{nC}_4\text{H}_{10} + 4\text{H}_2\text{O}$	inactive	4,74 e-003	27728,9	//
$4\text{CO} + 9\text{H}_2 = \text{iC}_4\text{H}_{10} + 4\text{H}_2\text{O}$	inactive	8,32 e-003	25730,1	//
$\text{CH}_4 + 0.5\text{O}_2 = \text{CO} + 2\text{H}_2$	active	//	//	60

Pour la simulation de cette partie nous allons introduire les données ci-dessus en utilisant un réacteur type conversion. La température d'entrée est de 1000°C et le rapport  $\text{O}_2/\text{CH}_4=0.5$ . Ici on envisage de produire un rapport  $\text{H}_2/\text{CO}$  d'environ 2.1 et puis dans la deuxième section (séparation) est ajuster à la valeur de 2 afin d'optimiser la production en produits désirés. L'hydrogène issu de cette section est envoyé vers la section de valorisation des produits finis.

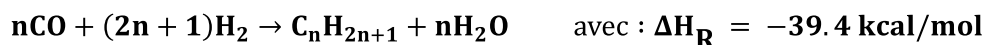
La figure III.4 représente les deux réacteurs GIBBS et conversion utilisés dans la section de production du gaz de synthèse (impression HYSYS).



**Figure III.5:** La section de production du gaz de synthèse sur HYSYS.

### ➤ Unité de la synthèse FT :

C'est la section cœur du procédé. A une température de 200 à 300 °C et à une pression de 10 à 40 bars. La réaction de base s'écrit :



Pour le choix du catalyseur nous avons opté au Cobalt pour deux raisons :

- ✓ C'est le catalyseur le plus maîtrisé par la compagnie Shell et le faite que sa cinétique est moins complexe de celle pour le Fer (on peut s'en passé de la réaction parasite *water gas shift* (voir le paragraphe II.4.6.2 chapitre 2).
- ✓ La disponibilité des données expérimentales pour le cas du Cobalt.

La vitesse réactionnelle s'écrit sous la formule de [Yates et Satterfield 1991] pour leurs recherches sur la synthèse FT en utilisant comme catalyseur le cobalt (voir tableau II.4):

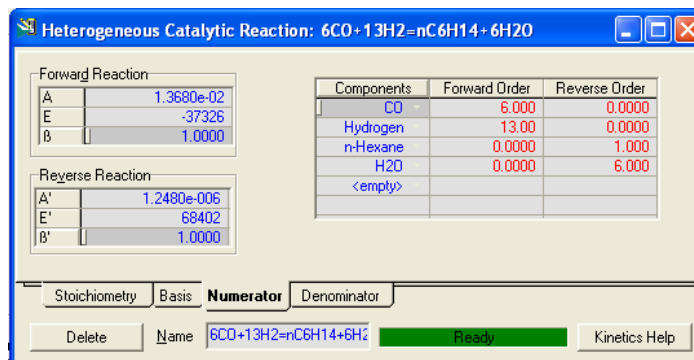
$$-r_{CO} = \frac{aP_{CO}P_{H_2}}{(1 + bP_{CO})^2} \text{ avec: } \begin{cases} \mathbf{a} : \text{paramètre de cinétique une fonction de température.} \\ \mathbf{b} : \text{coefficient d'adsorption une fonction de température.} \end{cases}$$

Pour les propriétés du catalyseur, à introduire, nous avons pris une masse du Cobalt de  $m=392,2 \text{ Kg/m}^3$  réacteur présentant les paramètres cinétiques suivantes :

Température en : °C	$a$ en $\frac{mmol}{min. gr(cat). MPa^2}$	$b$ en $\frac{1}{MPa}$	$a = 8,01368 e^{\left(\frac{-37326}{8.31T}\right)}$ en $\frac{Kmol}{Kg(cat).sec.Pa^2}$ $b = 1,248 10^{-6} e^{\left(\frac{68402}{8.31T}\right)}$ en $\frac{1}{MPa}$
240	75.76	11.61	
220	53.11	22.26	

Ces données sont élaborées par [Sehabiagne et al. 2008] en se basant sur les travaux de [Yates et Satterfield 1991].

HYSYS nous permette d'introduire ces données à travers *Simulation Basis Manager* en choisissant les réactions type catalytique hétérogène. La figure suivante montre un exemple pour la réaction de la formation du n-Hexane.



**Figure III.6 :** Introduction des données cinétique sur HYSYS.

Les produits de cette réaction son distribués selon la loi ASF (Anderson Schulz Flory) qui se résume dans la formule suivante :

$$\frac{W_n}{n} = (1-\alpha)^2 \alpha^{n-1} \quad \text{ou} \quad \log\left(\frac{W_n}{n}\right) = n \log(\alpha) + \log\left(\frac{(1-\alpha)^2}{\alpha}\right)$$

Avec également :

$$r_{CH_4} = (1-\alpha)^2 r_{CO} \quad r_{C_nH_{2n+2}} = \frac{\alpha^{(n-1)}}{1 + \gamma} r_{CH_4} \quad r_{C_nH_{2n}} = \frac{\gamma}{1 + \gamma} \alpha^{(n+1)} r_{CH_4}$$

Où :

$W_n$  : est la fraction massique de l'hydrocarbure ayant n atomes de carbone.

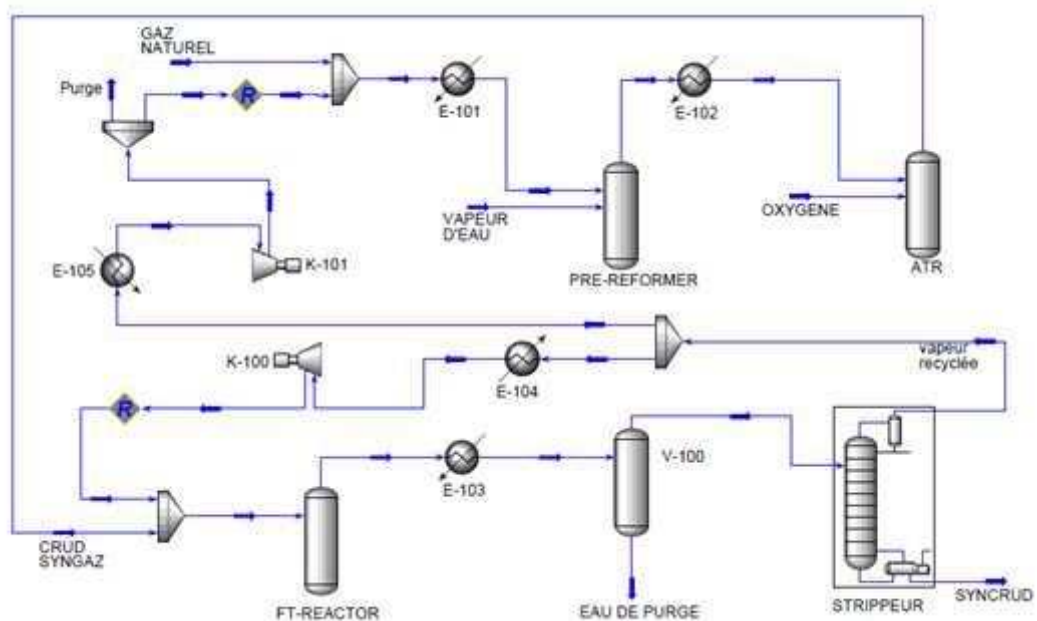
$\alpha$  : est la probabilité de la chaîne (conditionnée par la nature du catalyseur et le procédé).

$\gamma$  : est la sélectivité aux oléfines qui approximativement égale à 4 [d'après Ahon et al. 2005].

### ➤ Séparation et recyclage :

Les effluents sortant du réacteur FT contient une grande quantité de réactifs ( $H_2$  et  $CO$ ) qui ne sont pas réagis. Après avoir les refroidi l'eau produite est séparée dans un ballon vertical. La partie hydrocarbure est envoyée dans un strippeur pour éliminer la fraction légère (principalement les réactifs  $H_2$  et  $CO$ ). Cette dernière est recyclée en deux niveaux : 61% est recyclé à l'entrée du réacteur FT et le reste (soit 39%) est recyclé à la section de production du gaz de synthèse.

La figure suivante représente le schéma sur HYSYS des deux sections : Production du gaz de synthèse et Section Fischer-Tropsch.



**Figure III.7:** La section de production du gaz de synthèse et la section FT sur HYSYS.

### III.3.2) Simulation:

Après convergence du système nous avons suivi la variation de quelques paramètres clés tels que :

- Effet du rapport  $H_2/CO$  sur la conversion du  $CO$  : nous adaptons les valeurs du rapport  $H_2/CO$  entre les valeurs -50% et +50% par rapport à la valeur de départ 2.
- Effet de la température sur la conversion de  $CO$  : nous varierons la température entrée réacteur FT entre 220 et 270.
- Effet de la température sur la sélectivité de  $C_{5+}$ : nous varierons la température entrée réacteur FT entre 220 et 270.

### III.4) Etude économique :

#### III.4.1) Hypothèse :

Nous partons de l'hypothèse que la capacité présentée pour le projet GTL est de 108 000 000 MMBtu environ trois (03) Gm<sup>3</sup> de gaz naturel par an (source Sonatrach).

Les projets de même capacité qui seront étudiés sont:

- ✓ Deux (02) projets GTL, un procédé appartenant à la compagnie Shell et l'autre appartenant à la compagnie ConocoPhillips.
- ✓ Un projet GNL.

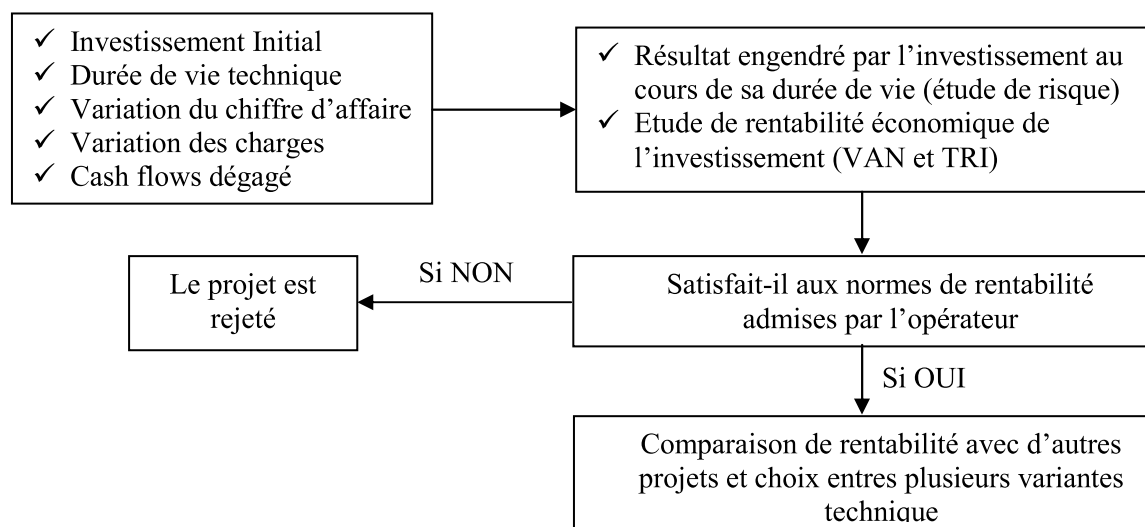
L'objet de l'étude consistera à déterminer la rentabilité des ces projets par rapport au :

- ✓ Prix de la charge entrée unité de 1 \$/MMBtu.
- ✓ Prix de vente des produits indexés directement au prix du baril de Brut.
- ✓ Une valeur variante du prix de pétrole. Nous partons de 20 \$/baril à 70 \$/baril.

Des études de sensibilité seront effectuées pour pouvoir déterminer les taux de rentabilité internes (TRI) en fonction de la variation des prix de vente des produits, du coût de la charge et de la variation du capital investi, tous ces paramètres varieront dans l'intervalle [-50%, +50%].

#### III.4.2) Processus de décision :

Le calcul de la rentabilité d'un projet revient au calcul de sa valeur actuelle nette VAN ou le calcul de son taux de rendement interne TRI. Le schéma suivant nous permet en définitive, si le processus est respecté de pouvoir prendre une décision.



**Figure III.8:** Schéma de processus pour prise de décision.

### III.4.3) Etapes du calcul économique :

Le calcul se fait selon les étapes suivantes :

1. **Les prix des produits vers le marché de destination** = formule selon nature du produit :
  - ✓ Prix GNL = Prix FOB – Coût de regazéification – Coût de frets du marché de destination.
  - ✓ Prix Produits GTL = Prix FOB + Prime – Coût de frets du marché de destination.
  - ✓ Prix autres produits = Prix FOB – Coût de frets du marché de destination.
2. **Les Chiffres d'affaires** =  $\Sigma$  (Prix du produit \* Rendement du produit \* % du marché de destination).
3. **Les frais fixes de production** = Taux d'utilisation de la capacité (%) \* OPEX total.  
Durant les trois premières années de construction les frais fixes de production seront égale par défaut à - Echancier d'investissement initial qui est égale au CAPEX total \* Echancier d'investissement %.
4. **Coût Total d'acquisition du Gaz Naturel** = Coût Total d'acquisition du Gaz Naturel \* la charge totale.
5. **Dépenses Totales de Production** = Coût Total d'acquisition du Gaz Naturel + Frais fixes de production.
6. **Amortissement linéaire** = Investissement Initial CAPEX / durée d'amortissement.
7. **Résultat brut** = Amortissement linéaire + Dépenses Totales + Chiffres d'affaires.
8. **Résultat net** = Résultat brut \* (1– Impôt).
9. **Cash flow net** = Résultat net + Amortissement linéaire.
10. **Facteur d'actualisation global** = [le taux d'actualisation +1] Puissance (année de calcul - année de base).
11. **Cash flow net actualisé** = Cash flow net \* Facteur d'actualisation global.
12. **VAN** = la somme des Cash flow net actualisé.
13. **TRI** : on le calcul directement en utilisant la fonction TRI sur Excel.

### III.4.4) Etude de sensibilité:

Nous étudierons ici l'influence de quelques paramètres sur la rentabilité du procédé.

Il est important de voir la sensibilité du projet envers les fluctuations des prix.

Nous allons varier le prix de la charge (le prix du gaz naturel) de +50% et -50% par rapport au prix de 1\$/MMBtu.

Nous allons varier le prix de vente des produits (indexé par rapport au prix de brut). Le prix référence et 50\$/baril.

Nous allons varier Le coût de l'investissement donné pour la base de l'étude.



**III.5) Résultats et discussion :****III.5.1) Résultats de simulation :****III.5.1.1) Rendement des produits :**

Le rendement des produits pour les deux cas de charges, à savoir le gaz naturel et le gaz associé est :

**Tableau III.14:** Les rendements massiques des produits

	Nombre de carbone	Gaz naturel		Gaz associé	
<b>GPL</b>	C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>	5%		4%	
<b>Gasoline</b>	C <sub>4</sub> -C <sub>6</sub>	9%		10%	
<b>Naphta</b>	C <sub>7</sub> -C <sub>9</sub>	11%		12%	
<b>Kérosène</b>	C <sub>10</sub> -C <sub>13</sub>	20%		21%	
<b>Gasoil</b>	C <sub>14</sub> -C <sub>18</sub>	55%		53%	
		<b>total</b>	100%	<b>total</b>	100%

Pratiquement les rendements massiques des produits dans les deux cas de charge sont approximativement les mêmes. Dans quelques publications le rendement du kérosène est ajouté à celui du gasoil, ce qui donne un rendement d'environ 75% du Diesel.

**III.5.1.2) Qualité des produits :**

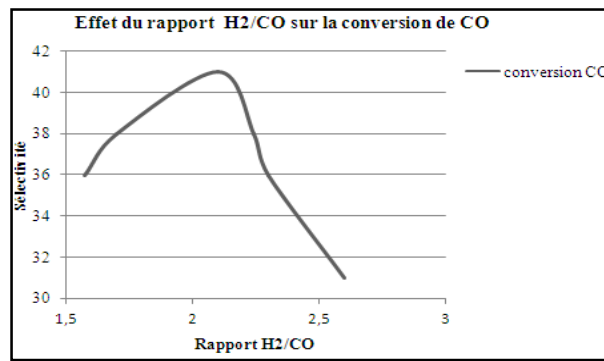
Les caractéristiques des produits sont représentées dans le tableau suivant :

**Tableau III.15:** Comparaison entre les produits GTL et ceux conventionnels

Produits	Spécifications	Données de références standards		Données calculées par HYSYS	
		Gasoil conventionnel	ULSD* Gasoil**	Avec Gaz naturel	Avec Gaz Associé
<b>Gasoil</b>	Densité à 15°C kg/l	0,82-0,86	0,8271	0,7811	0,7841
	Nombre de cétane (norme D613)	45-50	53.9	70	76
	Distillation en °C (norme D86)				
	PI	171-216	//	190	205
	10%	204-254	//	210	246
	50%	243-293	264	255	299
90%	288-321	329	330	331	
PF	204-349	//	355	342	
<b>Kérosène</b>	Densité à 15°C kg/l	0,775-0,840		0,7352	0,7378
	Point d'Eclaire en °C	38 au minimum		48	45
	Distillation en °C (norme D86)				
	PI	150-180		150	148
	10%	//		161	164
	50%	//		173	183
90%	//		193	206	
PF	225-250		212	221	
<b>Naphta</b>	Densité à 15°C kg/l	0,730-0,745		0,6998	0,6914
	Distillation en °C (norme D86)				
	PI	//		81	85
	10%	//		104	103
	50%	//		119	120
	90%	//		142	147
PF	150		157	163	

\* : ULSD = Standard Ultra Low Sulphur Diesel (Diesel désulfuré par des méthodes conventionnelles).  
\*\* : [A. ABU-JRAI et al. 2009].

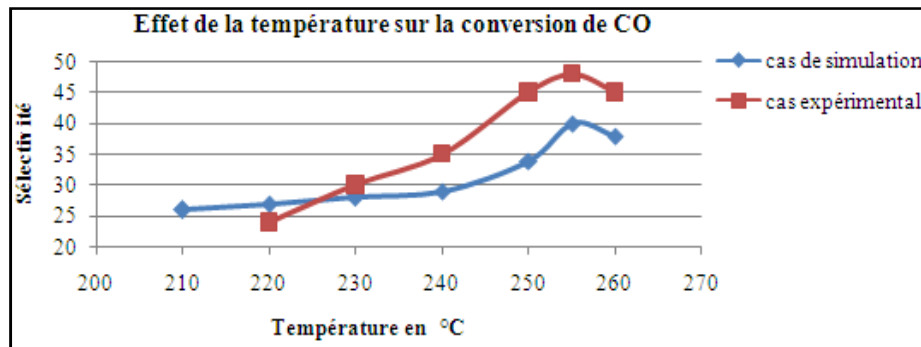
### III.5.1.3) Effet du rapport $H_2/CO$ :



**Figure III.9:** Effet du rapport  $H_2/CO$  sur la conversion du CO.

D'après la figure III.9 le taux de conversion du CO atteint un maximum à la valeur  $H_2/CO = 2$ . Dans d'autres travaux, Dry, Huff et Statterfield ont prouvé que quand la conversion d'hydrogène est au-dessous de 60%, une cinétique de premier ordre est une bonne approximation pour la synthèse FT.

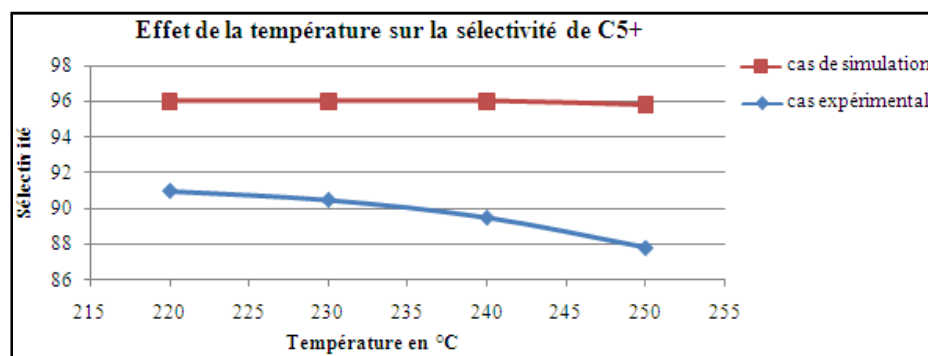
### III.5.1.4) Effet de la température sur la conversion de CO :



**Figure III.10:** Effet de la température sur la conversion du CO.

La figure III.10 montre un maximum de conversion du CO à 255°C. Alors pour des températures inférieures à 240 °C la conversion du CO est relativement faible.

### III.5.1.5) Effet de la température sur la sélectivité de $C_{5+}$ :



**Figure III.11:** Effet de la température sur la sélectivité de  $C_{5+}$ .

La figure III.11 montre que pour le cas de simulation, la température n'a pratiquement aucun effet considérable sur la sélectivité des C5+, alors qu'expérimentalement cette dernière diminue remarquablement avec l'élévation de température.

En comparaison entre les deux figures III.10 et III.11, théoriquement la valeur de température optimale est de 255°C. En effet nous disons que d'après l'analyse des résultats obtenus, les paramètres optimaux pour le section FT sont : un rapport H<sub>2</sub> /CO égale à 2 et une température réactionnelle de 255°C.

### III.5.2) Résultats de l'étude économique :

#### III.5.2.1) Rentabilité des projets :

Dans cette partie nous allons présenter les résultats obtenus en les interprétant.

En travaillant sur une application Excel, nous avons introduit toutes les données et hypothèses de travail pour chaque procédé. Quatre (04) cas ont été étudiés :

- Pour un prix de gaz de 1\$/MMBtu et un prix de Brut de 20\$/baril.
- Pour un prix de gaz de 1\$/MMBtu et un prix de Brut de 30\$/baril.
- Pour un prix de gaz de 1\$/MMBtu et un prix de Brut de 50\$/baril.
- Pour un prix de gaz de 1\$/MMBtu et un prix de Brut de 70\$/baril.

Il est à noter que parler du prix du Brut revient à parler du prix de vente des produits, les prix de ces derniers étant indexés au prix du Brut.

Les résultats obtenus sont donnés dans les tableaux suivants pour les différents prix de Brut :

**Tableau III.16:** Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 20\$/baril

	Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 20\$/baril		
	Option GNL	Option GTL Shell	Option GTL Conoco
VAN (MM\$)	1,32	-306,34	-545,53
TRI (%)	-	-	-
POT (années)	-	-	-

**Tableau III.17:** Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 30\$/baril.

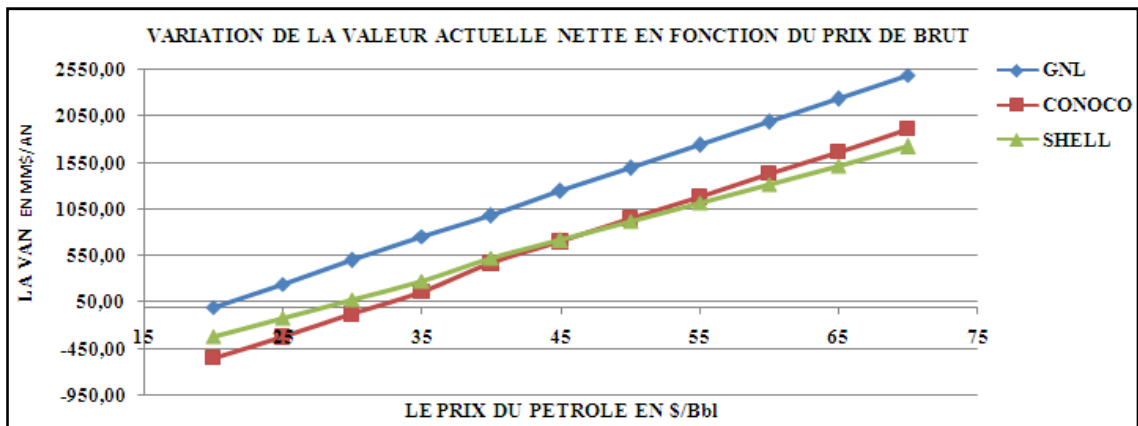
	Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 30\$/baril		
	Option GNL	Option GTL Shell	Option GTL Conoco
VAN (MM\$)	508,17	84,09	-72,78
TRI (%)	23,2	13,5	11,1
POT (années)	5	16	-

**Tableau III.18:** Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 50\$/baril

	Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 50\$/baril		
	Option GNL	Option GTL Shell	Option GTL Conoco
VAN (MM\$)	1495,71	929,31	953,03
TRI (%)	32,4	20,5	16,6
POT (années)	2	5	7

**Tableau III.19:** Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 70\$/baril

	Paramètres de rentabilité pour un prix du Brut à 70\$/baril		
	Option GNL	Option GTL Shell	Option GTL Conoco
VAN (MM\$)	2489,60	1726,69	1918,92
TRI (%)	54,2	35,4	28,6
POT (années)	1	3	4

**Figure III.12:** La variation de la valeur actuelle nette VAN en fonction du prix de brut.

L'analyse des tableaux III.16, III.17, III.18, III.19 et la figure III.12, montre que :

- ✓ L'option GNL est toujours rentable.
- ✓ Pour les options GTL, les deux procédés ne sont pas rentables à 30\$/baril, ceci est principalement dû au coût de l'investissement des deux procédés qui sont importants, et les prix de vente des produits qui sont relativement faibles. On remarque qu'à 35\$/baril pour Shell et 40\$/baril pour ConocoPhillips ces deux projets deviennent rentables.

Les délais de récupération (Pay Out Time) varient selon chaque projet et selon chaque prix de Brut, ainsi :

Pour le projet **GNL**, nous avons :

- ✓ Cinq (05) ans, pour un prix de Brut de 30\$/baril;
- ✓ Deux (02) ans, pour un prix de Brut de 50\$/baril;
- ✓ Un (01) an, pour un prix de Brut de 70\$/baril.

Pour le projet **Shell**, nous avons :

- ✓ Seize (16) ans, pour un prix de Brut de 30\$/baril,
- ✓ Cinq (05) ans, pour un prix de Brut de 50\$/baril,
- ✓ Trois (03) ans, pour un prix de Brut de 70\$/baril.

Pour le projet **ConocoPhillips**, nous avons :

- ✓ Sept (07) ans, pour un prix de Brut de 50\$/baril,
- ✓ Quatre (04) ans, pour un prix de Brut de 70\$/baril.

### III.5.2.2) Analyse de sensibilité :

Il serait intéressant aussi de voir l'incidence de un ou de plusieurs éléments composant ces projets (prix de la charge, prix de vente des produits, investissement.), sur la rentabilité des projets. L'amplitude de variance est de [-50%, +50%] pour tous les paramètres.

La référence de **0%** représente :

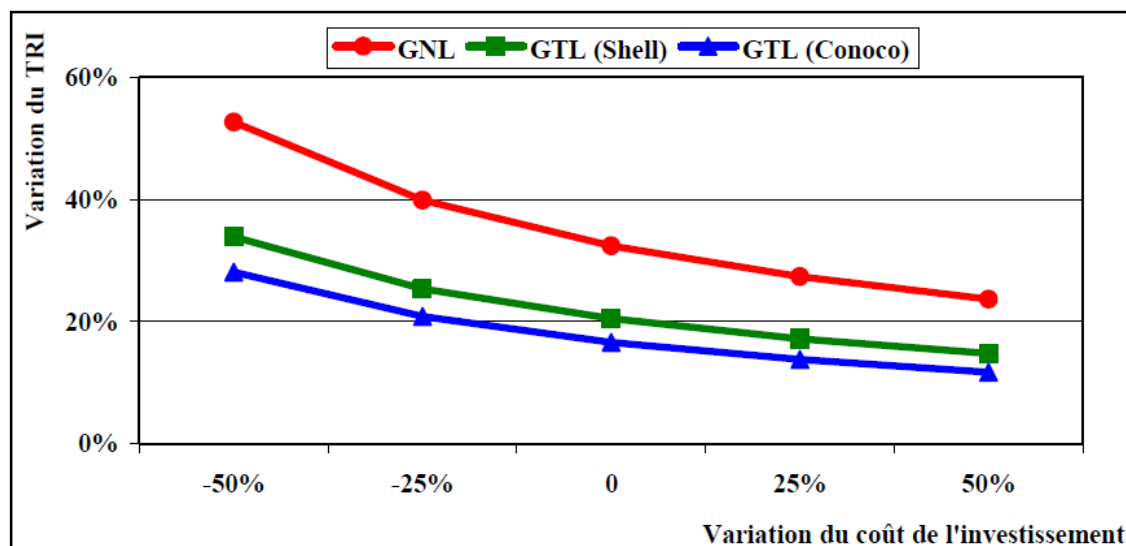
- ✓ Pour le prix de la charge : 1 \$/MMBtu.
- ✓ Pour le prix du Brut : 50\$/baril.
- ✓ Le coût de l'investissement donné pour la base de l'étude.

Les figures suivantes représentent la variation de la rentabilité en fonction de la variation des éléments composant les projets à savoir :

- ✓ Prix de la charge.
- ✓ Prix de vente des produits.
- ✓ Coût de l'investissement.

#### III.5.2.2.1) Etude de sensibilité par rapport au prix de la charge :

Nous faisons varier le prix de la charge (gaz naturel) de -50% à +50% par rapport au prix de base qui est de 1\$/MMBtu.

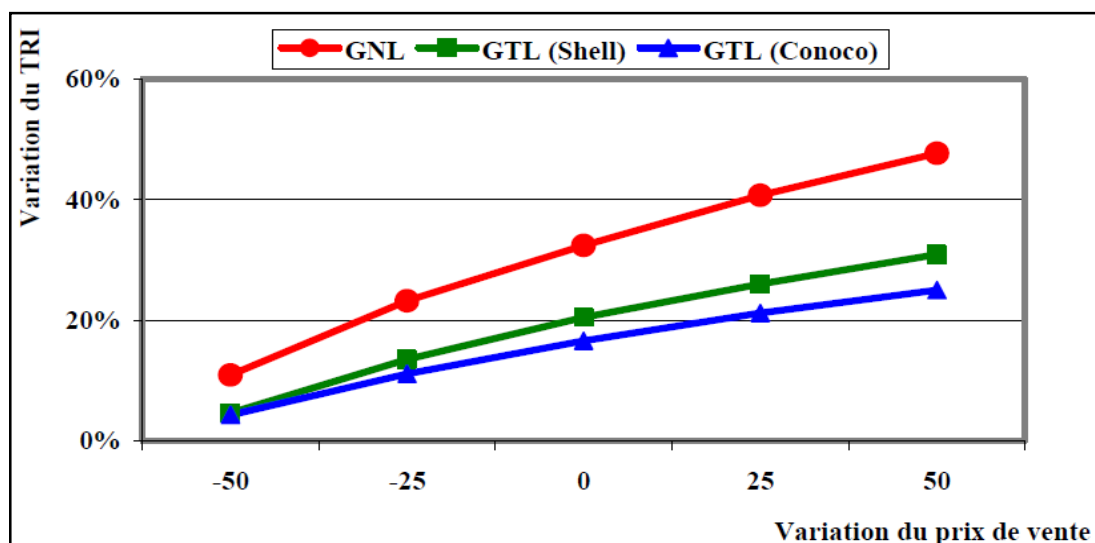


**Figure III.13:** Sensibilité du TRI par rapport au prix de la charge.

La figure montre que lorsqu'il y a une augmentation du coût de la charge avec un prix de vente des produits fixe, les taux de rentabilité des projets diminuent.

### III.5.2.2.2) Etude de sensibilité par rapport au prix de vente des produits :

Nous faisons varier le prix du Brut (prix de vente des produits) de -50% à +50% par rapport au prix de base qui est de 50\$/baril.

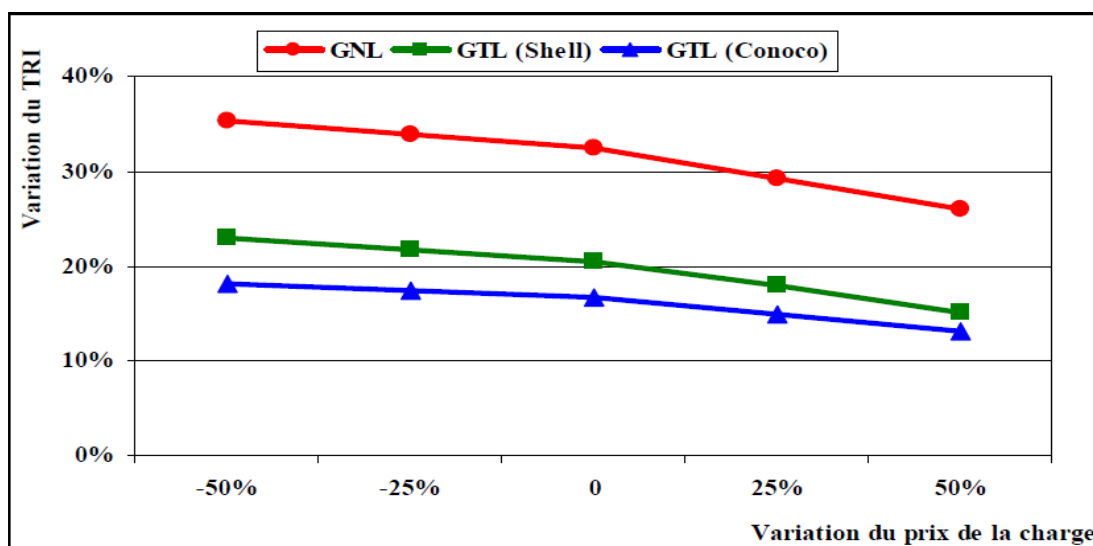


**Figure III.14:** Sensibilité du TRI par rapport au prix de vente des produits.

La figure III.14, montre que lorsqu'il y a une augmentation du prix de vente des produits avec un coût de la charge fixe, les taux de rentabilité des projets augmentent.

### III.5.2.2.3) Etude de sensibilité par rapport au coût de l'investissement :

Nous faisons varier le coût d'investissement de chaque projet de -50% à +50% par rapport à leur coût d'investissement de base.



**Figure III.15:** Sensibilité du TRI par rapport au Coût de l'investissement.

La figure III.15, montre que lorsqu'il y a une augmentation du coût de l'investissement avec un coût de charge et un prix de vente des produits fixe, les taux de rentabilité des projets diminuent.

## CONCLUSION GENERALE

La situation énergétique mondiale continuera à être dominée par les combustibles fossiles, qui représenteront entre 70% et 90% de l'approvisionnement énergétique total en 2030. Le **pétrole** restera la première source d'énergie avec 28%, suivie du charbon avec (25%).

Parmi les sources énergétiques fossiles disponibles et abondantes, **le gaz naturel**. Ses réserves mondiales prouvées sont en constante progression. Les réserves actuelles ont une durée de vie estimée à 60 ans environ si le rythme de consommation reste constant.

La part du gaz dans la production d'énergie devrait doubler en Europe d'ici 2020, compensant en partie la fermeture d'un certain nombre de centrales nucléaires, surtout après la dernière catastrophe nucléaire du Japon suite au séisme suivi d'un tsunami en mars 2011. Par là, il est intéressant de noter que c'est le secteur de l'électricité qui tire beaucoup plus la demande en gaz naturel dans un proche avenir.

Le gaz est préféré à d'autres énergies pour des raisons d'ordre économique et environnemental. Il peut être totalement désulfuré et sa combustion n'engendre pas de pluies acides ni de poussières. De plus, grâce à sa teneur élevée en hydrogène et à son fort pouvoir calorifique (37500 kJ/m<sup>3</sup>), il brûle en contribuant moins que le pétrole et le charbon à l'effet de serre provoqué par l'accumulation de dioxyde de carbone dans l'atmosphère.

La difficulté de transport du gaz naturel représente un frein au développement de son commerce international. Il peut être transporté par gazoduc sous forme de gaz comprimé ou par méthanier après liquéfaction. Le transport par gazoduc représente la solution la plus simple mais requiert la mise en place d'un réseau de conduites reliant les sites de production et les sites de réception. Le transport par méthanier nécessite la liquéfaction du gaz naturel qui est transporté en phase liquide à la pression atmosphérique aux environs de -160°C. Cette solution est préférée pour de grandes distances.

Une autre solution pour exploiter les gisements du gaz naturel est appelée **GTL (Gas To Liquids)**. Cette dernière consiste à convertir le gaz naturel par voie chimique en un produit liquide tel que le méthanol ou plutôt en des coupes de carburant tels que les essences, le kérosène et le gasoil, similaires à celles dérivées du pétrole par la voie classique du raffinage. Cette nouvelle technique a connue un intérêt remarquable ces dernières années, notamment dans certains pays tels que le Qatar, le Nigéria et la Malaisie. Plusieurs compagnies s'intéressent et dépensent énormément dans le but de développer et maîtriser cette dernière en pénétrant un marché alternatif et nouveau, telles que Shell, Sasol, ExxonMobil, Syntroleum, ConocoPhillips, Chevron...

Au-delà du recensement des projets, il est difficile de prédire ce que sera l'avenir exact de la technologie GTL. L'AIE estime à 2,4 Mb/j la capacité installée à l'horizon 2030, ce qui serait à la fois beaucoup pour cette nouvelle technologie et faible en comparaison de l'évolution attendue du marché pétrolier (120 Mb/j seraient consommés à cet horizon). Parmi les « freins » potentiels pour le développement de cette technologie, figurent la lourdeur des investissements unitaires. Ils sont d'un niveau 2 à 3 fois plus important comparé à une raffinerie. En effet les projets d'envergure (50 000 bbl/j et plus) aboutissent à des investissements supérieurs au milliard de dollar, ce qui limite ce type de réalisations à des sociétés financièrement très solides. Les coûts opératoires doivent être les plus faibles possibles pour compenser les dépenses en capital. Il s'agit donc, au-delà d'une maîtrise des dépenses de fonctionnement, de disposer également d'une matière première, le gaz naturel, à un coût relativement faible (0 à 1 \$/MMBtu).

Comme accélérateur, c'est surtout l'avantage environnemental que présentent les produits issus du GTL qui s'impose. En effet l'intérêt majeur du GTL est l'obtention d'une coupe diesel de synthèse de grande qualité, ne contenant pas de soufre, ni d'aromatiques et bénéficiant d'un indice de cétane très

élevé. Il en résulte une réduction de toutes les émissions à l'échappement par rapport à un diesel standard, en particulier les NOx, et le CO. Et au-delà de cet aspect environnemental, le diesel FT s'inscrit également dans une volonté de diversifier le secteur des transports en proposant des carburants alternatifs issus du gaz naturel, du charbon ou de la biomasse avant éventuellement l'avènement de l'ère hydrogène. Dans cet effet plusieurs opérateurs, notamment dans le transport s'intéressent. Par exemple en Europe, trois constructeurs automobiles (DaimlerChrysler, Renault, BMW) et deux pétroliers (Chevron, Shell) ont fondé l'AFSE (Alliance for synthetic fuels in Europe) dont l'objectif est de promouvoir ces carburants en Europe. De même Airbus teste en condition réelle à bord d'un Airbus A380 l'utilisation du GTL en tant que carburant (mélangé avec 60% de kérosène) pour l'un des quatre réacteurs de l'avion. En fin le maintien du brut à des prix élevés devrait toutefois favoriser le développement des filières GTL et amener les carburants synthétiques à occuper une place significative dans le bouquet énergétique du futur.

C'est dans ce contexte mondial, que l'Algérie devrait envisager une nouvelle politique énergétique, en développant des investissements et l'acquisition de nouvelles technologies, pour maintenir son rang au niveau mondial.

D'après l'étude faite et du point de vue simulation, nous avons travaillé avec deux types de charge différentes : **le gaz naturel** et **le gaz associé**. Les résultats obtenus ont été en accord avec nos attentes et surtout pour ce qui concerne la qualité des produits.

Pour le gaz naturel l'Algérie a des réserves très importantes (4,5 Trillion de mètre cube de gaz naturel et occupe la 7<sup>ème</sup> place mondiale en matière de réserves à la fin de 2009) ça lui assure de pénétrer facilement avec confiance cette nouvelle technologie.

Pour le gaz associé, il est à noter que, pour le moment, malgré les bons résultats obtenus son utilisation restera limitée surtout au point de vue disponibilité. En effet, les gisements du pétrole exploités depuis plus de quatre décennies, spécialement le gisement de Hassi-Messaoud, sont marqués par un rapport GOR (Gas Oil Ratio) en augmentation continue (les années 90 : 300, actuellement : 600) d'ailleurs c'est ce qui est marqué par l'implantation de plusieurs stations de compressions qui servent à comprimer le gaz associé et le réinjecter dans le gisement pour maintenir sa pression (initialement, les années 50 elle était de 400 bars).

Le calcul de rentabilité des trois projets effectué dans cette étude démontre clairement que :

- ✓ L'option **GNL** est toujours **rentable**.
- ✓ Pour les options GTL, les deux procédés ne sont pas rentables à 30\$/baril, ceci est principalement dû au coût de l'investissement des deux procédés qui sont importants, et les prix de vente des produits qui sont relativement faibles. On remarque qu'à **35\$/baril** pour **Shell** et **40\$/baril** pour **ConocoPhillips** ces deux projets deviennent rentables.

L'analyse de sensibilité démontre aussi, l'incidence de la variation du prix du gaz naturel, du prix de vente des produits (prix du Brut) et le coût d'investissement sur la rentabilité des projets ainsi :

- ✓ Un faible coût du prix du gaz naturel (charge), contribue à une meilleure rentabilité des projets.
- ✓ Une meilleure valorisation des produits finis, confèrera aux projets une meilleure rentabilité et seront par conséquent beaucoup plus attractifs.
- ✓ Une meilleure maîtrise des coûts d'investissement rendra les projets beaucoup plus rentables notamment les projets GTL.

L'Algérie a acquis un avancement considérable dans le domaine du gaz (Le volume total exporté du gaz naturel en 2009 s'élève à 33,6 milliards m<sup>3</sup>, les quantités exportées sous forme du GNL en 2009 ont atteint 34,77 millions de m<sup>3</sup>). Avec les hypothèses établies pour l'étude économique, la meilleure voie de valorisation du gaz naturel reste le GNL. La technologie GTL, représente un nouveau mode de



transport de l'énergie du gaz alternative, est ainsi considérée comme un complément de la voie GNL et non comme un concurrent. C'est une voie qui permet de diversifier des débouchés en pénétrant un nouveau marché.

Toute l'étude de faisabilité des projets GNL et GTL effectuée dans notre travail, est basée sur des hypothèses, il est évident que si les hypothèses changent les coûts changent. Il est vrai aussi, que s'agissant de procédés encore marqués par le secret, donnant lieu à des luttes de domination, les références disponibles ne portent que sur des données générales et publicitaires.

A long terme, la technologie GTL pourra être envisagée, surtout pour le gaz associé : le champ de Hassi-Messaoud sera considéré dans un proche avenir comme un champ de gaz, si des efforts sont faits sur les éléments qui ont un impact majeur sur la technologie à savoir:

- ✓ La réduction des coûts d'investissement, (qui sont relativement élevés).
- ✓ Risque du marché (fluctuation des prix du pétrole et du gaz).
- ✓ Une fiscalité réduite.

## BIBLIOGRAPHY

1. 16<sup>ème</sup> Conférence internationale sur le gaz naturel liquéfié (GNL16), qui s'est tenue à Oran, du 19 au 21 avril 2010.
2. ABU-JRAI A., THEINNOI K., TSOLAKIS A., RODRÍGUEZ-FERNÁNDEZ J., MEGARITIS A., CRACKNELL et CLARK R.H.; **Performance, Combustion and Emissions of a Diesel Engine Operated with Reformed EG, Comparison of Diesel and GTL Fuelling**; Elsevier Science: *Fuel* 88 (2009) p1031–1041.
3. AKRETICHE SAÏD; **Les GTL, une autre forme de valorisation du gaz naturel, Application en Algérie**; 3<sup>ème</sup> Symposium Association Algérienne de l'Industrie du Gaz ; Alger, Hôtel AURASSI, 30 et 31 janvier 2002.
4. ALBA MENA SUBIRANAS; **Combining Fischer-Tropsch Synthesis (FTS) and Hydrocarbon Reactions in one Reactor**; (Thèse doctorat) Universität Karlsruhe (2008) p12-13
5. ALEXANDRE SZKLO, GIOVANI MACHADO, ROBERTO SCHAEFFER, JACQUELINE MARIANO, JANAINA SALA, MARINA TAVARES; **The impacts of a GTL plant on Brazil's oil products supply and refinery expansion**; Elsevier Science : *Catalysis Today* 106 (2005) p123–128.
6. ANDERSON R.B., KARN F.S. et SCHULZ J.F.; U.S. Bur. Mines Bull, (1964).
7. ANDERSON R.B.; **Catalysts for the Fischer-Tropsch Synthesis**; Van Nostrand Reinhold, New York, 4<sup>ème</sup> Edition (1956).
8. ANDERSON R.B.; *in Catalysis and Science Technology IV*, New-York; (1956)
9. ANDERSON R.B.; **The Fischer-Tropsch synthesis**, Academic Press Inc., Orlando, (1984)
10. ANDRE L. BOEHMAN, JAMES P. SZYBIST, JUHUN SONG, VINCE ZELLO, MAHABUBUL ALAM et KIRK MILLER; **Combustion Characterization of GTL Diesel Fuel**; (2004).
11. ANDRE STEYNBERG et MARK DRY; **Fischer-Tropsch Technology**; Elsevier Science & Technology Books. (2004) p586-595.
12. BARTHOLOMEW C.H.; *AICHE* 2003 Spring National Meeting, New Orleans (2003)
13. BROTZ W. et ELEKTROCHEM Z.; (1949) p301.
14. CHARLES ASEKHAME ODUMUGBO; **Natural Gas utilization in Nigeria: Challenges and Opportunities**; Elsevier Science, *Journal of Natural Gas Science and Engineering* 2 (2010) p313.
15. CHUL-JIN LEE et CHONGHUN HAN; **Comparative Economic Analysis of Gas-to-Liquid Processes for Optimal Product Selection**; Elsevier *B.V* (2009).
16. COLLECTION SAVOIR-FAIRE; **Exploration & Production et Gaz & Électricité ; Valorisation Gaz : Des Techniques D'avenir ; rubrique Expertise**, (TOTAL 2007) p24.
17. DARIO PINNA; **Shell Gas-To-Liquids GTL process Shell Project and Technology**; Amsterdam.
18. DAS T.K., CONNER W., JACOBS G., ZHAN X., LI J., DRY M.E. et DAVIS B.H., *Applied Catalysis A: General*, (2004).
19. DAVID A. CASTELO BRANCO, ALEXANDRE S. SZKLO et ROBERTO SCHAEFFER; **CO<sub>2</sub>e Emissions Abatement Costs of Reducing Natural Gas Flaring in Brazil by Investing in Offshore GTL Plants Producing Premium Diesel** ; Elsevier Science : *Energy* 35 (2010) p158–167.
20. DAVIS B.H.; *AICHE Spring Nat. Meeting*, N.-Orleans, (2003)
21. DAVIS B.H.; *Catalysis Today*; (2002) p71
22. DIEHL F. et KHODAKOV A.Y.; **Promotion of Cobalt Fischer-Tropsch Catalysts with Noble Metals**; *Oil & Gas Science and Technology*, Rev. IFP, Vol. 64 (2009) p24
23. DRY M.E.; *in Catalysis and Science Technology*; (1981) p159
24. Dry M.E.; *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Develop.*; 15 (4) (1976) p282.
25. Dry M.E.; SHINGLES T. et BOSHOFF L. J., *Journal of Catalysis* 25 (1972) p99.
26. DRY M.E.; SHINGLES T., et BOSHOFF L.J., et OOSTHUIZEN G.J.; **Heats of chemisorptions on promoted iron surfaces and the role of alkali in Fischer-Tropsch Synthesis**; *Journal of Catalysis* 15 (1969) p190.
27. DRY M.E.; **The Fischer-Tropsch Synthesis**; *Catalysis Science and Technology*, Springer Verlag Berlin, Volume 1 (1981) p159.
28. ERIC D. LARSON et HAIMING JIN; **Biomass conversion to Fischer-Tropsch Liquids & Preliminary Energy Balances**, 4th biomass conference of the Americas, Elsevier Science, Ltd., Oxford, UK, (1999).
29. ESMARIE SWANEPOEL; **Sasol signs Uzbekistan gas-to-liquids agreement**; le 08 April 2009; <http://www.engineeringnews.co.za>
30. ESPINOZA R. L., JACK D. S., WRIGHT H. A., ALLISON J. D. et LANDIS S. R.; **Steps in the Development of the GTL Process**; (2003) p275,276.
31. FLORY P.J.; *J. Am. Chem. Soc.*; (1936) p58
32. FRIEDEL R.A. et Anderson R.B.; *J. Am. Chem. Soc.*; (1950) p72

33. GEORGE R., ANDERSEN J.-A.M. et MOSS J.R.; *J. Organomet., Chem.*; (1995) p131
34. GERALD N. CHOI, SHELDON J. KRAMER, SAMUEL S. TAM, JOE M. FOX, NORMAN L. CARR, GEOFFREY R. WILSON ; **Design/Economics of a Once-Through Natural Gas Fischer-Tropsch Plant With Power Co-Production.**
35. HENRICI-OLIVE G. et OLIVE S.; *Angew. Chem.*, (1976) p88, 144
36. HERINGTON E.F.G.; *Chem. Ind.*; (1946) p65
37. HUFF G.A. et SATTERFIELD C.N.; **Intrinsic Kinetics of the Fischer-Tropsch Synthesis on a Reduced Fused-Magnetite Catalyst**; *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.* 23 (1984) p696
38. IGLESIA E., *Applied Catalysis A: General* 161 (1997) p59.
39. IGLESIA E., REYES S.C. et MADON J.; *Journal of Catalysis*; (1991) p129, 238
40. IGLESIA E., SOLED S.L., BAUMGARTNER J.E. et REYES S.C.; *Journal of Catalysis*; (1995) p153
41. INOUE M., MIYAKE T. et INUI T.; *Journal of Catalysis*; (1987) p105, 266
42. JAGER B., ESPINOZA R.L.; *Catalysis Today*, (1995) p23
43. JEAN-PAUL MAZAUD; *Technique de l'ingénieur* Tome: J 5 480 p4, 5
44. JOHNSTON O., JOYNER R.; *Stud. Surf. Sci. Catal.*, (1993) p165
45. JORGE A. VELASCO, LUIS LOPEZ, MIGUEL VELASQUEZ, MAGALI BOUTONNET, SAUL CABRERA et SVEN JÄRÅS; **Gas to liquids: A technology for natural gas industrialization in Bolivia**; Elsevier Science: *Journal of Natural Gas Science and Engineering* 2 (2010) p227.
46. KENNETH R. HALL; **A New Gas to Liquids (GTL) or Gas to Ethylene (GTE) Technology**; Elsevier Science: *Catalysis Today* 106 (2005) p243–246.
47. KÖLBEL H., PATZSCHEKE G. et HAMMER H.; *Brenn. Chem.*; (1966) p47
48. LEDAKOWICZ S., NETTELHOFF H., KOKUUN R. et DEWECKER W.; **Kinetics of the Fischer-Tropsch Synthesis in the slurry Phase on a Potassium-Promoted Iron Catalyst**; *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.* 24 (1985)
49. LI S., KRISHNAMOORTHY S., LI A., MEITZNER G. et IGLESIA E.; *Journal of Catalysis* 206 (2002) p202.
50. LIEZEL HILL; **Sasol to start feasibility early 2011 on Canadian GTL plant**; le 14 January 2011; <http://www.engineeringnews.co.za>
51. LOÏC GUILLOU; **Synthèse de Fischer-Tropsch en réacteurs structures a catalyse supportée en paroi**; (Thèse doctorat) Ecole Centrale de Lille et l'Université de Technologie de Compiègne (2005).
52. MADON R. J., REYES S.C. et IGLESIA E.; *J. Phys. Chem.*, (1991) p95
53. MAITLIS P.M., LONG H.C., QUYOUN R., TURNER M.L. et WHANG Z.-Q.; *J. Chem. Soc., Chem. Comm.*; (1996)
54. MAITLIS P.M., QUYOUN R., LONG H.C. et TURNER M.L.; *Applied Catalysis A: General.*; (1999) p186, 363
55. MATTHIEU FLEYS; **Conversion catalytique du méthane en gaz de synthèse par oxydation partielle**; (Thèse doctorat) Institut National Polytechnique de Lorraine 17 Octobre 2006. P3-15.
56. NEWSOME D.S.; **The Water Gas Shift Reaction**, *Catalysis Reviews, Science and Engineering* 21 (1980).
57. NIJS H.H. et JACOBS P.A.; *Journal of Catalysis*; (1980) p65
58. NOVAK S., MADON R.J. et SUHL H.; *Journal of Catalysis*; (1982) p77, 141
59. ONWUKWE STANLEY; **Gas-to-Liquid technology: Prospect for natural gas utilization in Nigeria**; Elsevier Science: *Journal of Natural Gas Science and Engineering* 1 (2009) p193-194.
60. PICHLER H. et SCHULZ H.; *Chem. Ing. Tech.*; (1970) p42
61. RAJE A.P. et DAVIS B.H.; **Fischer-Tropsch Synthesis over Iron-Based Catalysts in a Slurry Reactor. Reaction Rates, Selectivities and Implications for Improving Hydrocarbon Productivity**; *Catalysis Today* 36 (1997) p335-345
62. REUTERS; **Cost of delayed Nigeria GTL plant now \$8,4bn**; 25 February 2011; <http://www.engineeringnews.co.za>
63. RIEDEL T.; **Reaktionen von CO<sub>2</sub> bei der Fischer Tropsch Synthese – Kinetik und Selektivität, Dissertation**; (Thèse doctorat) Universität Karlsruhe (2003).
64. ROBERTSON E.P.; **Options for Gas to Liquids Technology in Alaska**; INEEL/EXT-99-01023, (December 1999) p12-16.
65. SAMUEL P.; **GTL Technology - Challenges and Opportunities in Catalysis**; *Bulletin of the Catalysis society of India* 2 (2003) p82-99.
66. SARUP B. et WOJCIECHOWSKI B.W.; *Canadian Journal of Chemical Engineering*; 67 (1989) p62.
67. SATTERFIELD C.N. et HUFF G.A.; *Journal of Catalysis*; (1982) p73, 187
68. SCHULZ G.V.; *Z. Phy. Chem. Abt B*; (1939) p30, 379
69. SCHULZ H., *Applied Catalysis A: General*; (1999) p186, 3
70. SCHULZ H., ERICH E., GORRE H., VAN STEEN E.; *Catalysis Letters* (1990) p7
71. Simulation Basis, Tutorials HYSYS version 3.0 (2002)

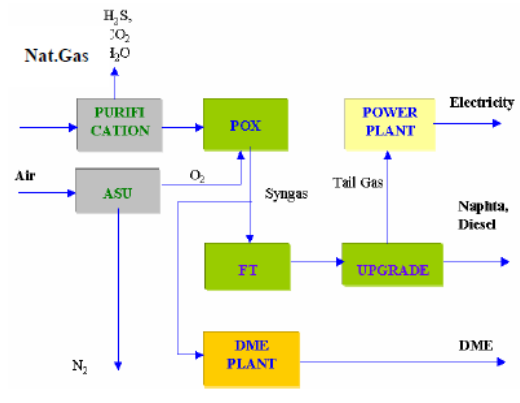
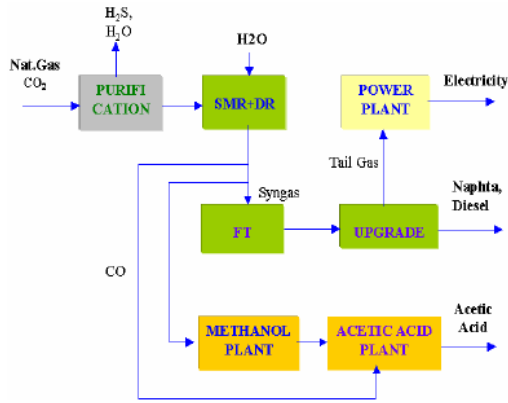
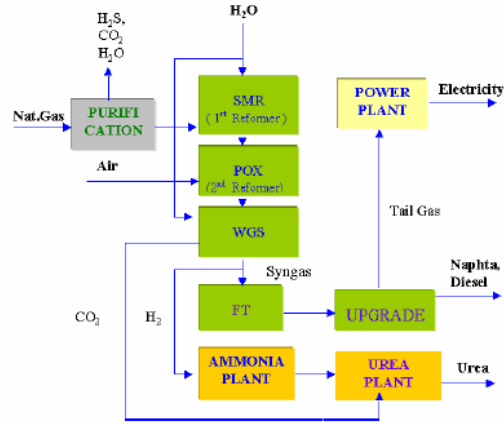
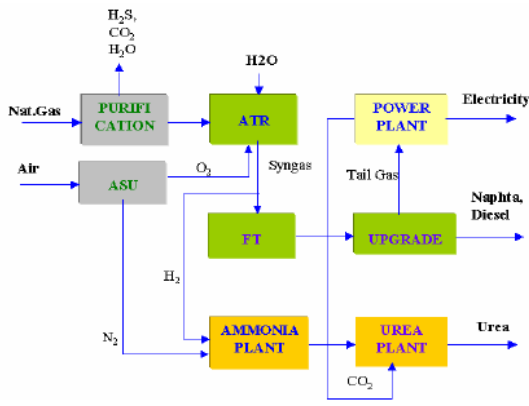
72. STATISTIQUES DU COMMERCE EXTERIEUR DE L'ALGERIE (Période : Année 2009); Centre National de l'Informatique et des Statistiques ; MINISTERE DES FINANCES & DIRECTION GENERALE DES DOUANES 2010.
73. STORCH H.H., GOLUMBIC N. et ANDERSON R.B.; **The Fischer-Tropsch and Related Syntheses.** *John Wiley & Sons*, New York, 1951
74. TERESA L. ALLEMAN, CHRISTOPHER J. TENNANT, R. ROBERT HAYES, MATT MIYASATO, ADEWALE OSHINUGA, GREG BARTON, MARC RUMMINGER, VINOD DUGGAL, CHRISTOPHER NELSON, MIKE MAY, RALPH A. CHERILLO; **Achievement of Low Emissions by Engine Modification to Utilize Gas-to-Liquid Fuel and Advanced Emission Controls on a Class 8 Truck**; SAE Power train & Fluid Systems Conference & Exhibition, October 2005, San Antonio, Texas.
75. VANHOVE D., MAKAMBO P. et BLANCHARD M.; *J. Chem. Soc., Chem. Comm.*, (1979) p135
76. VANNICE M.A.; *Journal of Catalysis*; 37 (1975) p449.
77. VANNICE M.A.; *Journal of Catalysis*; 50 (1977) p228.
78. WEICK L.J., International Oil and Gas Summit, Cairo (1998).
79. WIDODO W. PURWANTO, KAMARZA MULIA, ASEP H. SAPUTRA, AMRIL THAIB, AHMAD HANIF, AZHARUL D. YAGUS et PERTAMINA; **Gas To Liquids (GTL) As An Option In Monetizing Stranded Gas Field. Feasibility Analyses Using Integrated Process Routes.**
80. WISAM AL-SHALCHI; **Future of GTL Industry in Qatar**; Qatar (2008)
81. WISAM AL-SHALCHI; **Gas to Liquids Technologies**; Baghdad (2006)
82. YANG Y., PEN S. et ZHONG B.; *Catalysis Letters*; (1992) p16, 351
83. YATES et C.N. SATTERFIELD, **Intrinsic kinetics of the Fischer-Tropsch Synthesis on a cobalt catalyst**; *Energy and Fuels* 5 (1991) p168.
84. YONG HEON KIM, HEOUNG YEOUN LEE, KI-WON JUN, HYUNKU JOO, CHONGHUN HAN, IN KYU SONG; **GTL Process Optimization Simulation Study**; 2009.
85. ZIMMERMAN W.H. et BUKUR D.B; **Reaction Kinetics over Iron Catalysts Used for the Fischer-Tropsch Synthesis**; *Canadian Journal of Chemical Engineering* 68 (1990) p292-301

## Sites Internet

1. Armelle Sanière ; Réserves de gaz, découvertes, production ; IFP-Panorama 2006 : <http://www.ifp.fr>
2. Bibliothèque thermodynamique des logiciels ProSim : [www.prosim.net](http://www.prosim.net) (2011)
3. BP Statistical Review of World Energy 2010: [www.bp.com/statisticalreview](http://www.bp.com/statisticalreview)
4. Centre National de l'Informatique et des Statistiques (2010)
5. Esmarie Swanepoel; Sasol signs Uzbekistan gas-to-liquids agreement: <http://www.engineeringnews.co.za> (2009)
6. Essence synthétique : [http://fr.wikipedia.org/wiki/Essence\\_synthétique](http://fr.wikipedia.org/wiki/Essence_synthétique) (2010)
7. Essence Synthétique, Le renouveau de la filière GTL : <http://fr.wikipedia.org> (novembre 2009).
8. GNL 16: [http://lng16.org/french/pages/about\\_us/sonatrach.html](http://lng16.org/french/pages/about_us/sonatrach.html) (2010)
9. Grégoire Macqueron; GTL Fuel : Qatar Airways fait voler un avion commercial au gaz naturel: <http://m.futura-sciences.com/>
10. GTL : premier vol d'essais réussi pour un A380: <http://www.enerzine.com/12/4167/impression-breve.html>
11. <http://algerie.actudz.com/article2107.html> (Décembre 2010)
12. <http://home.nordnet.fr/~ccandaes/energie.htm#Le%20Nucléaire> (mars 2010)
13. <http://oil-price.net> (mars 2010)
14. <http://www.algerie360.com/algerie/nouvelle-raffinerie-de-skikda-l%E2%80%99algerie> (24/10/2009)
15. <http://www.geopolis-fr.com/doss.htm> (mars 2010)
16. <http://www.highbeam.com/doc/1P3-488039531.html> (2010).
17. IAP Energy Focus N° 16, Janvier 2011 : <http://www.iap.dz>
18. Isabelle Chevalley et Pierre Bonnard, Cours Uranium ; *Science & Vie* n°1092, septembre 2008.
19. L'uranium: [www.wikipidia.com](http://www.wikipidia.com) (mars 2010)
20. La plus grande unité de GTL au monde en construction: <http://www.enerzine.com/12/6913/impression-breve.html>
21. La recherche et l'exploration d'hydrocarbures ne sont plus l'apanage du Sud. le Nord de l'Algérie recèle en toute vraisemblance d'importantes réserves énergétiques: [http://www.algerie360.com/algerie/d-importantes-reserves-d-hydrocarbures-dans-le-nord/?importantes\\_r%C3%A9serves\\_d%27hydrocarbures\\_dans\\_le\\_nord](http://www.algerie360.com/algerie/d-importantes-reserves-d-hydrocarbures-dans-le-nord/?importantes_r%C3%A9serves_d%27hydrocarbures_dans_le_nord)
22. L'ASTM ouvre la voie du kérosène GTL pour l'aviation: <http://www.enerzine.com/603/8483/impression-breve.html>
23. L'avenir du charbon : <http://www.planete-energies.com/contenu/charbon/avenir.html> (mars 2010)
24. Le gaz naturel : <http://www.vedura.fr/environnement/energie/reserves-gaz-naturel> (mars 2010)

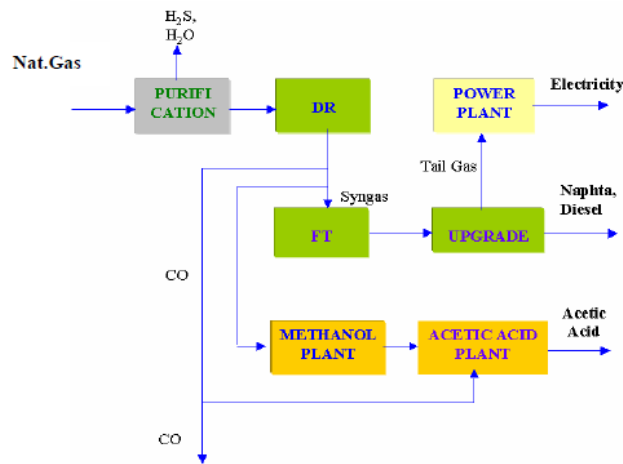
25. Le pétrole brut : [www.wikipedia.com](http://www.wikipedia.com) (mars 2010)
26. Les réserves d'hydrocarbures en Algérie : <http://www.tamanrasset.net> (2010)
27. Les réserves du gaz naturel : <http://www.vedura.fr/environnement/energie/reserves-gaz-naturel> (mars 2010)
28. Makhnovitch; Coal, Resources and Future Production: <http://www.terredebrut.org> (mars 2007)
29. Makhnovitch; Le Pic de production du charbon est prévu pour 2020 : <http://www.terredebrut.org/article-11107720.html>
30. Marie Françoise Chabrelie ; L'industrie gazière à l'horizon 2020 ; IFP-Panorama 2006 : <http://www.ifp.fr>
31. Monthly Oil Market Report : December 2009 : [www.opec.org](http://www.opec.org)
32. N Ryad, Hassi-Messaoud : Des réserves de pétrole jusqu'en 2080 : [http://www.algeria-watch.org/fr/article/eco/hydroc/reserves\\_hassi\\_messaoud.htm](http://www.algeria-watch.org/fr/article/eco/hydroc/reserves_hassi_messaoud.htm)
33. Réserves du gaz naturel : [http://www.gaz-nature.fr/reserves\\_assurees.php](http://www.gaz-nature.fr/reserves_assurees.php) (mars 2010)
34. Samira G. Le gaz énergie du 21<sup>ème</sup> siècle ; 4<sup>ème</sup> symposium sur le gaz naturel à Oran, les 2 et 3 juin 2010 ; <http://www.lemaghreb.dz.com/imprimer.php?id=26099>
35. Site officiel de l'ENIP : <http://www.enip-dz.com/cp1z.html> (Décembre 2010)
36. Site officiel de la compagnie HYPROC SHIPPING COMPANY : <http://www.hyproc.dz> (2011)
37. Site officiel de Naftec : [www.naftec.dz](http://www.naftec.dz) (2010)
38. Site officiel de NEAL (New Energy Algeria) : <http://www.neal-dz.net> (2011)
39. Site officiel de QP <http://www.qp.com.qa>
40. Site officiel de Sonatrach : <http://www.sonatrach-dz.com> (2010)
41. Site officiel du Ministère d'énergie et des mines : [www.mem.dz](http://www.mem.dz) (2010)
42. US Energy Information Administration: 2010 Statistics: <http://tonto.eia.doe.gov>
43. World Oil Outlook 2009: [www.opec.org](http://www.opec.org)

❖ Scénarios étudier dans la bibliographie [WIDODO W. et al.] :



Scenario 4. SDR-FT-ACETIC ACID-POWER

Scenario 3. POX-FT-DME-POWER



Scenario 5. DR-FT-ACETIC ACID-POWER

❖ Scénarios étudier dans la bibliographie [DAVID A. 2010] (résultats):

Alternative 1	
Total Emissions = 0.004763417 tCO <sub>2</sub> e Capital Cost = US\$ 42,000,000.00	
Offshore	1 m <sup>3</sup> Natural Gas → Flare → 0.004664822 tCO <sub>2</sub> e
Onshore	LCO → HDT → 0.000086764 tCO <sub>2</sub> e 0.000393258 m <sup>3</sup> Diesel Premium 0.000393258 m <sup>3</sup>
	Nafta → HDS → 0.000011831 tCO <sub>2</sub> e 0.000168539 m <sup>3</sup> Nafta 0.000168539 m <sup>3</sup>

Alternative 2	
Total Emissions = 0.001258811 tCO <sub>2</sub> e Capital Cost = US\$ 127,000,000.00	
Offshore	1 m <sup>3</sup> Natural Gas → GTL → 0.001156031 tCO <sub>2</sub> e Syncrude 0,000561798 m <sup>3</sup>
Onshore	0.000102779 tCO <sub>2</sub> e syncrude 0,000561798 m <sup>3</sup> → HCC → Nafta 0.000168539 m <sup>3</sup> Diesel Premium 0.000393258 m <sup>3</sup>



**Feuille de calcul pour les prix de produits pour le procédé GNL****Tableau de calcul GNL :**

	<b>PRIX FOB</b>	<b>FOB-regazéification</b>	<b>Méditerranée</b>	<b>Europe</b>	<b>Amérique du Nord</b>	<b>Asie</b>
	<b>GNL</b>	<b>-0,4</b>	<b>-0,2</b>	<b>-0,35</b>	<b>-0,7</b>	<b>-0,9</b>
<b>Brut - \$/bbl</b>	<b>\$/MMBtu</b>	<b>\$/MMBtu</b>	<b>\$/MMBtu</b>	<b>\$/MMBtu</b>	<b>\$/MMBtu</b>	<b>\$/MMBtu</b>
20	2,8	2,4	2,2	2,05	1,7	1,5
25	3,5	3,1	2,9	2,75	2,4	2,2
30	4,2	3,8	3,6	3,45	3,1	2,9
35	4,9	4,5	4,3	4,15	3,8	3,6
40	5,5	5,1	4,9	4,75	4,4	4,2
45	6,22	5,82	5,62	5,47	5,12	4,92
50	6,9	6,5	6,3	6,15	5,8	5,6
55	7,58	7,18	6,98	6,83	6,48	6,28
60	8,26	7,86	7,66	7,51	7,16	6,96
65	8,94	8,54	8,34	8,19	7,84	7,64
70	9,62	9,22	9,02	8,87	8,52	8,32

**Tableau de calcul GPL :**

	<b>PRIX FOB</b>	<b>Méditerranée</b>	<b>Amérique du Nord</b>	<b>Amérique du Sud</b>	<b>Asie</b>	<b>Afrique</b>
	<b>GPL</b>	<b>-1,72</b>	<b>-2,33</b>	<b>-3,45</b>	<b>-3,45</b>	<b>-1,38</b>
<b>Brut - \$/bbl</b>	<b>\$/tonne</b>	<b>\$/tonne</b>	<b>\$/tonne</b>	<b>\$/tonne</b>	<b>\$/tonne</b>	<b>\$/tonne</b>
20	198	178,00	170,91	157,88	157,88	181,95
25	247	227,00	219,91	206,88	206,88	230,95
30	297	277,00	269,91	256,88	256,88	280,95
35	346	326,00	318,91	305,88	305,88	329,95
40	396	376,00	368,91	355,88	355,88	379,95
45	445,3	425,30	418,21	405,18	405,18	429,25
50	494,8	474,80	467,71	454,68	454,68	478,75
55	544,3	524,30	517,21	504,18	504,18	528,25
60	593,8	573,80	566,71	553,68	553,68	577,75
65	643,3	623,30	616,21	603,18	603,18	627,25
70	692,8	672,80	665,71	652,68	652,68	676,75

\*: La valeur des frets de chaque région est divisée par 0,086 pour convertir le baril en tonne de GPL.

**Tableau de calcul GASOLINE:**

	<b>PRIX FOB</b>	<b>Méditerranée</b>	<b>Europe</b>	<b>Amérique du Sud</b>
	<b>GASOLINE</b>	<b>-0,67</b>	<b>-1,01</b>	<b>-2,25</b>
<b>Brut - \$/bbl</b>	<b>\$/tonne</b>	<b>\$/tonne</b>	<b>\$/tonne</b>	<b>\$/tonne</b>
20	182,45	176,47	173,43	162,36
25	228,7	222,72	219,68	208,61
30	273,68	267,70	264,66	253,59
35	319,29	313,31	310,27	299,20
40	364,9	358,92	355,88	344,81
45	410,45	404,47	401,43	390,36
50	456	450,02	446,98	435,91
55	501,55	495,57	492,53	481,46
60	547,1	541,12	538,08	527,01
65	592,65	586,67	583,63	572,56
70	638,2	632,22	629,18	618,11

\*: La valeur des frets de chaque région est divisée par 0,112 pour convertir le baril en tonne de GASOLINE.

**Feuille de calcul pour les prix de produits pour le procédé GTL****Tableau de calcul GASOIL :**

	PRIX GASOIL	PRIX FOB + Prime	PRIX FOB + Prime*	Méditerranée	Europe	Amérique du Nord
				-0,81	-1,22	-2,16
Brut - \$/bbl	\$/tonne	\$/tonne	\$/bbl	\$/bbl	\$/bbl	\$/bbl
20	178	181	24,459	23,649	23,239	22,299
25	224	227	30,676	29,866	29,456	28,516
30	270	278	37,568	36,758	36,348	35,408
35	319	327	44,189	43,379	42,969	42,029
40	371	392	52,973	52,163	51,753	50,813
45	417,5	438,5	59,257	58,447	58,037	57,097
50	464,2	491,2	66,378	65,568	65,158	64,218
55	510,9	537,9	72,689	71,879	71,469	70,529
60	557,6	590,6	79,811	79,001	78,591	77,651
65	604,3	637,3	86,122	85,312	84,902	83,962
70	651	690	93,243	92,433	92,023	91,083

\*: Le prix est divisé par 7,4 pour convertir la tonne en baril de GASOIL.

**Tableau de calcul NAPHTA :**

	PRIX NAPHTA	PRIX FOB + Prime	PRIX FOB + Prime*	Méditerranée	Europe	Amérique du Sud
				-0,67	-1,01	-2,25
Brut - \$/bbl	\$/tonne	\$/tonne	\$/bbl	\$/bbl	\$/bbl	\$/bbl
20	197	200	22,47	21,800	21,460	20,220
25	246	249	28,2	27,530	27,190	25,950
30	295	303	34,04	33,370	33,030	31,790
35	344	352	40,11	39,440	39,100	37,860
40	394	415	46,63	45,960	45,620	44,380
45	442,8	463,8	52,45	51,780	51,440	50,200
50	492	519	58,31	57,640	57,300	56,060
55	541,2	568,2	64,18	63,510	63,170	61,930
60	590,4	623,4	70,04	69,370	69,030	67,790
65	639,6	672,6	75,91	75,240	74,900	73,660
70	688,8	727,8	81,78	81,110	80,770	79,530

\*: Le prix est divisé par 8,9 pour convertir la tonne en baril de NAPHTA.

**Tableau de calcul GPL :**

	PRIX GPL	PRIX FOB + Prime	PRIX FOB + Prime*	Méditerranée	Amérique du Nord	Amérique du Sud	Asie	Afrique
				-1,72	-2,33	-3,45	-3,45	-1,38
Brut - \$/bbl	\$/tonne	\$/tonne	\$/bbl	\$/bbl	\$/bbl	\$/bbl	\$/bbl	\$/bbl
20	198	201	17,33	15,61	15,00	13,88	13,88	15,95
25	247	250	21,72	20,00	19,39	18,27	18,27	20,34
30	297	305	26,29	24,57	23,96	22,84	22,84	24,91
35	346	354	30,95	29,23	28,62	27,50	27,50	29,57
40	396	417	35,95	34,23	33,62	32,50	32,50	34,57
45	445,3	466,3	40,46	38,74	38,13	37,01	37,01	39,08
50	494,8	521,8	44,98	43,26	42,65	41,53	41,53	43,60
55	544,3	571,3	49,51	47,79	47,18	46,06	46,06	48,13
60	593,8	626,8	54,03	52,31	51,70	50,58	50,58	52,65
65	643,3	676,3	58,56	56,84	56,23	55,11	55,11	57,18
70	692,8	731,8	63,09	61,37	60,76	59,64	59,64	61,71

\*: Le prix est divisé par 11,6 pour convertir la tonne en baril de GPL.



## Exemple de calcul pour le procédé GNL (1/2)

Année de calcul : 2017

Taux utilisation de la charge : 100%

Rendement des produits :

- ✓ GNL : 104 000 000 MMBtu/an = 2 MMtonne/an
- ✓ GPL : 0,19 MMtonne/an
- ✓ GASOLINE : 0,054 MMtonne/an

Dans les trois tableaux suivants nous avons en premier lieu le prix du produit correspondant à chaque région. Puis et selon le pourcentage de destination nous avons calculé le prix de revient total pour chaque valeur du prix de brut (c'est la dernière colonne de chaque tableau).

Feuille de calcul GNL											
Brut - \$/bbl	PRIX FOB GNL \$/MMBtu	FOB – Fret Regazéification \$/MMBtu	Méditerrané		Europe		Amérique du Nord		Asie		Total MMS/an
			fret	%	fret	%	fret	%	fret	%	
			-0,4	-0,2	30%	-0,35	35%	-0,7	30%	-0,9	
			\$/MMBtu	MMS/an	\$/MMBtu	MMS/an	\$/MMBtu	MMS/an	\$/MMBtu	MMS/an	
20	2,8	2,4	2,2	68,64	2,05	74,62	1,7	53,04	1,5	7,8	204,1
25	3,5	3,1	2,9	90,48	2,75	100,1	2,4	74,88	2,2	11,44	276,9
30	4,2	3,8	3,6	112,32	3,45	125,58	3,1	96,72	2,9	15,08	349,7
35	4,9	4,5	4,3	134,16	4,15	151,06	3,8	118,56	3,6	18,72	422,5
40	5,5	5,1	4,9	152,88	4,75	172,9	4,4	137,28	4,2	21,84	484,9
45	6,22	5,82	5,62	175,344	5,47	199,108	5,12	159,744	4,92	25,584	559,78
50	6,9	6,5	6,3	196,56	6,15	223,86	5,8	180,96	5,6	29,12	630,5
55	7,58	7,18	6,98	217,776	6,83	248,612	6,48	202,176	6,28	32,656	701,22
60	8,26	7,86	7,66	238,992	7,51	273,364	7,16	223,392	6,96	36,192	771,94
65	8,94	8,54	8,34	260,208	8,19	298,116	7,84	244,608	7,64	39,728	842,66
70	9,62	9,22	9,02	281,424	8,87	322,868	8,52	265,824	8,32	43,264	913,38

Feuille de calcul GPL												
Brut - \$/bbl	PRIX FOB GPL \$/tonne	Méditerrané		Amérique du Nord		Amérique du Sud		Asie		Afrique		Total MMS/an
		fret	%	fret	%	fret	%	fret	%	fret	%	
		-1,72	56%	-2,33	12%	-3,45	13%	-3,45	12%	-1,38	7%	
		\$/tonne	MMS/an	\$/tonne	MMS/an	\$/tonne	MMS/an	\$/tonne	MMS/an	\$/tonne	MMS/an	
20	198	178	18,94	170,91	3,90	157,88	3,90	157,88	3,60	181,95	2,42	32,76
25	247	227	24,15	219,91	5,01	206,88	5,11	206,88	4,72	230,95	3,07	42,07
30	297	277	29,47	269,91	6,15	256,88	6,35	256,88	5,86	280,95	3,74	51,57
35	346	326	34,69	318,91	7,27	305,88	7,56	305,88	6,97	329,95	4,39	60,88
40	396	376	40,01	368,91	8,41	355,88	8,79	355,88	8,11	379,95	5,05	70,38
45	445,3	425,3	45,25	418,21	9,54	405,18	10,01	405,18	9,24	429,25	5,71	79,74
50	494,8	474,8	50,52	467,71	10,66	454,68	11,23	454,68	10,37	478,75	6,37	89,15
55	544,3	524,3	55,79	517,21	11,79	504,18	12,45	504,18	11,50	528,25	7,03	98,55
60	593,8	573,8	61,05	566,71	12,92	553,68	13,68	553,68	12,62	577,75	7,68	107,96
65	643,3	623,3	66,32	616,21	14,05	603,18	14,90	603,18	13,75	627,25	8,34	117,36
70	692,8	672,8	71,59	665,71	15,18	652,68	16,12	652,68	14,88	676,75	9,00	126,77

Feuille de calcul GASOLINE								
Brut - \$/bbl	PRIX FOB Gasoline \$/tonne	Méditerrané		Europe		Amérique du Sud		Total MMS/an
		fret	%	fret	%	fret	%	
		-0,67	40%	-1,01	40%	-2,25	20%	
		\$/tonne	MMS/an	\$/tonne	MMS/an	\$/tonne	MMS/an	
20	182,45	176,47	3,81	173,43	3,75	162,36	1,75	9,31
25	228,7	222,72	4,81	219,68	4,75	208,61	2,25	11,81
30	273,68	267,70	5,78	264,66	5,72	253,59	2,74	14,24
35	319,29	313,31	6,77	310,27	6,70	299,20	3,23	16,70
40	364,9	358,92	7,75	355,88	7,69	344,81	3,72	19,16
45	410,45	404,47	8,74	401,43	8,67	390,36	4,22	21,62
50	456	450,02	9,72	446,98	9,65	435,91	4,71	24,08
55	501,55	495,57	10,70	492,53	10,64	481,46	5,20	26,54
60	547,1	541,12	11,69	538,08	11,62	527,01	5,69	29,00
65	592,65	586,67	12,67	583,63	12,61	572,56	6,18	31,46
70	638,2	632,22	13,66	629,18	13,59	618,11	6,68	33,92

## Exemple de calcul pour le procédé GNL (2/2)

DEPENSES TOTALS	<b>128</b> MMS\$/an
AMORTISSEMENT	<b>40</b> MMS\$/an
IMPOT	<b>38%</b>
FACTEUR D'ACTUALISATION GLOBAL	<b>45%</b>

La somme des trois prix de revient (GNL, GPL, GASOLINE) nous donne le chiffre d'affaire correspondant à chaque valeur du prix brut (c'est la première colonne du tableau suivant).

Nous calculons ensuite :

- ✓ RESULTAT BRUT
- ✓ RESULTAT NET
- ✓ CASH FLOW NET
- ✓ CASH FLOW NET ACTUALISE

TABLEAU DE CALCUL POUR LE PROCEDE GNL					
	CHIFFRE D'AFFAIRE	RESULTAT BRUT	RESULTAT NET	CASH FLOW NET	CASH FLOW NET ACTUALISE
Brut - \$/bbl	MMS/an	MMS/an	MMS/an	MMS/an	MMS/an
20	246,17	78,17	48,46	88,46	40,02
25	330,77	162,77	100,92	140,92	63,75
30	415,50	247,50	153,45	193,45	87,51
35	500,08	332,08	205,89	245,89	111,23
40	574,44	406,44	251,99	291,99	132,08
45	661,15	493,15	305,75	345,75	156,40
50	743,73	575,73	356,95	396,95	179,56
55	826,32	658,32	408,16	448,16	202,72
60	908,90	740,90	459,36	499,36	225,88
65	991,48	823,48	510,56	550,56	249,05
70	1074,07	906,07	561,76	601,76	272,21

Toutes ces valeurs sont calculées pour une seule année (2017). Le calcul des CASH FLOW NET ACTUALISE CUMMULES se fait pour toutes les années à la fois c'est pour ça qu'on le retrouve pas ici.

Egalement aussi pour la VAN et le TRI se calcul pour toutes les années à la fois.

### Exemple de calcul pour le procédé Shell (1/2)

Année de calcul : **2017**

Taux utilisation de la charge : **100%**

Rendement des produits :

- ✓ GASOIL : **7 019 942** bbl/an.
- ✓ NAPHTA : **3 239 973** bbl/an.
- ✓ GPL : **539 996** bbl/an.

Dans les trois tableaux suivants nous avons en premier lieu le prix du produit correspondant à chaque région. Puis et selon le pourcentage de destination nous avons calculé le prix de revient total pour chaque valeur du prix de brut (c'est la dernière colonne de chaque tableau).

Feuille de calcul Gasoil										
Brut - \$/bbl	PRIX FOB \$/Tonne	FOB+PRIME \$/Tonne	FOB+PRIME /7,4 \$/Bbl	Méditerrané		Europe		Amérique du Nord		Total MMS/an
				fret	%	fret	%	fret	%	
				-0,81	30%	-1,22	35%	-2,16	30%	
20	178	181	24,459	\$/Bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	MMS/an
25	224	227	30,676	23,649	49,805	23,239	57,099	22,299	46,962	153,867
30	270	278	37,568	29,866	62,897	29,456	72,372	28,516	60,054	195,322
35	319	327	44,189	36,758	77,411	36,348	89,305	35,408	74,568	241,284
40	371	392	52,973	43,379	91,356	42,969	105,574	42,029	88,513	285,443
45	417,5	438,5	59,257	52,163	109,854	51,753	127,156	50,813	107,011	344,022
50	464,2	491,2	66,378	58,447	123,088	58,037	142,595	57,097	120,245	385,928
55	510,9	537,9	72,689	65,568	138,086	65,158	160,093	64,218	135,243	433,421
60	557,6	590,6	79,811	71,879	151,376	71,469	175,598	70,529	148,533	475,508
65	604,3	637,3	86,122	79,001	166,374	78,591	193,096	77,651	163,531	523,002
70	651	690	93,243	85,312	179,665	84,902	208,602	83,962	176,822	565,088
				92,433	194,663	92,023	226,099	91,083	191,820	612,582

Feuille de calcul Naphta										
Brut - \$/bbl	PRIX FOB \$/Tonne	FOB+PRIME \$/Tonne	FOB+PRIME /7,4 \$/Bbl	Méditerrané		Europe		Amérique du Nord		Total MMS/an
				fret	%	fret	%	fret	%	
				-0,67	40%	-1,01	40%	-2,25	20%	
20	197	200	22,47	\$/Bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	MMS/an
25	246	249	28,2	21,800	28,253	21,460	27,812	20,220	13,102	69,167
30	295	303	34,04	27,530	35,679	27,190	35,238	25,950	16,815	87,732
35	344	352	40,11	33,370	43,247	33,030	42,807	31,790	20,600	106,653
40	394	415	46,63	39,440	51,114	39,100	50,673	37,860	24,533	126,320
45	442,8	463,8	52,45	45,960	59,564	45,620	59,123	44,380	28,758	147,445
50	492	519	58,31	51,780	67,106	51,440	66,666	50,200	32,529	166,301
55	541,2	568,2	64,18	57,640	74,701	57,300	74,260	56,060	36,327	185,288
60	590,4	623,4	70,04	63,510	82,308	63,170	81,868	61,930	40,130	204,306
65	639,6	672,6	75,91	69,370	89,903	69,030	89,462	67,790	43,928	223,292
70	688,8	727,8	81,78	75,240	97,510	74,900	97,070	73,660	47,731	242,311
				81,110	105,118	80,770	104,677	79,530	51,535	261,330

Feuille de calcul GPL														
Brut \$/bbl	PRIX FOB \$/Tonne	FOB + PRIME \$/Tonne	FOB + PRIME /7,4 \$/bbl	Méditerrané		Amérique du Nord		Amérique du Sud		Asie		Afrique		Total MMS/an
				fret	%	fret	%	fret	%	fret	%	fret	%	
				-1,72	56%	-2,33	12%	-3,45	13%	-3,45	12%	-1,38	7%	
20	198	201	17,33	\$/bbl	MMS/an	\$/bbl	MMS/an	\$/bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	MMS/an
25	247	250	21,72	15,61	4,72	15,00	0,97	13,88	0,97	13,88	0,90	15,95	0,60	8,17
30	297	305	26,29	20,00	6,05	19,39	1,26	18,27	1,28	18,27	1,18	20,34	0,77	10,54
35	346	354	30,95	24,57	7,43	23,96	1,55	22,84	1,60	22,84	1,48	24,91	0,94	13,01
40	396	417	35,95	29,23	8,84	28,62	1,85	27,50	1,93	27,50	1,78	29,57	1,12	15,52
45	445,3	466,3	40,46	34,23	10,35	33,62	2,18	32,50	2,28	32,50	2,11	34,57	1,31	18,22
50	494,8	521,8	44,98	38,74	11,71	38,13	2,47	37,01	2,60	37,01	2,40	39,08	1,48	20,66
55	544,3	571,3	49,51	43,26	13,08	42,65	2,76	41,53	2,92	41,53	2,69	43,60	1,65	23,10
60	593,8	626,8	54,03	47,79	14,45	47,18	3,06	46,06	3,23	46,06	2,98	48,13	1,82	25,55
65	643,3	676,3	58,56	52,31	15,82	51,70	3,35	50,58	3,55	50,58	3,28	52,65	1,99	27,99
				56,84	17,19	56,23	3,64	55,11	3,87	55,11	3,57	57,18	2,16	30,43

70	692,8	731,8	63,09	61,37	18,56	60,76	3,94	59,64	4,19	59,64	3,86	61,71	2,33	32,88
----	-------	-------	-------	-------	-------	-------	------	-------	------	-------	------	-------	------	-------

### Exemple de calcul pour le procédé Shell (2/2)

DEPENSES TOTALS	<b>156,6</b> MMS\$/an
AMORTISSEMENT	<b>58,91</b> MMS\$/an
IMPOT	<b>38%</b>
FACTEUR D'ACTUALISATION GLOBAL	<b>45%</b>

La somme des trois prix de revient (GASOIL, NAPHTA, GPL) nous donne le chiffre d'affaire correspondant à chaque valeur du prix brut (c'est la première colonne du tableau suivant).

Nous calculons ensuite :

- ✓ RESULTAT BRUT
- ✓ RESULTAT NET
- ✓ CASH FLOW NET
- ✓ CASH FLOW NET ACTUALISE

TABLEAU DE CALCUL POUR LE PROCEDE GNL					
	CHIFFRE D'AFFAIRE	RESULTAT BRUT	RESULTAT NET	CASH FLOW NET	CASH FLOW NET ACTUALISE
Brut - \$/bbl	MMS\$/an	MMS\$/an	MMS\$/an	MMS\$/an	MMS\$/an
20	231,20	-24,01	-14,88	86,23	231,20
25	293,59	38,38	23,80	124,91	293,59
30	360,94	105,73	65,56	166,67	360,94
35	427,29	172,08	106,69	207,80	427,29
40	509,69	254,48	157,78	258,89	509,69
45	572,89	317,68	196,96	298,07	572,89
50	641,81	386,60	239,69	340,80	641,81
55	705,36	450,15	279,09	380,20	705,36
60	774,28	519,07	321,82	422,93	774,28
65	837,83	582,62	361,23	462,34	837,83
70	906,79	651,58	403,98	505,09	906,79

Toutes ces valeurs sont calculées pour une seule année (2017). Le calcul des CASH FLOW NET ACTUALISE CUMMULES se fait pour toutes les années à la fois c'est pour ça qu'on le retrouve pas ici.

Egalement aussi pour la VAN et le TRI se calcul pour toutes les années à la fois.

### Exemple de calcul pour le procédé ConocoPhillips (1/2)

Année de calcul : **2017**

Taux utilisation de la charge : **100%**

Rendement des produits :

- ✓ GASOIL : **9 219 441** bbl/an.
- ✓ NAPHTA : **2 634 126** bbl/an.
- ✓ GPL : **1 317 063** bbl/an.

Dans les trois tableaux suivants nous avons en premier lieu le prix du produit correspondant à chaque région. Puis et selon le pourcentage de destination nous avons calculé le prix de revient total pour chaque valeur du prix de brut (c'est la dernière colonne de chaque tableau).

Feuille de calcul Gasoil										
Brut - \$/bbl	PRIX FOB \$/Tonne	FOB+PRIME \$/Tonne	FOB+PRIME /7,4 \$/Bbl	Méditerrané		Europe		Amérique du Nord		Total MMS/an
				fret	%	fret	%	fret	%	
				-0,81	30%	-1,22	35%	-2,16	30%	
20	178	181	24,459	\$/Bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	MMS/an
25	224	227	30,676	23,649	65,410	23,239	74,989	22,299	61,677	202,076
30	270	278	37,568	29,866	82,603	29,456	95,048	28,516	78,870	256,521
35	319	327	44,189	36,758	101,665	36,348	117,286	35,408	97,931	316,883
40	371	392	52,973	43,379	119,980	42,969	138,653	42,029	116,246	374,878
45	417,5	438,5	59,257	52,163	144,274	51,753	166,997	50,813	140,540	451,811
50	464,2	491,2	66,378	58,447	161,654	58,037	187,273	57,097	157,920	506,847
55	510,9	537,9	72,689	65,568	181,351	65,158	210,253	64,218	177,617	569,222
60	557,6	590,6	79,811	71,879	198,806	71,469	230,617	70,529	195,072	624,495
65	604,3	637,3	86,122	79,001	218,503	78,591	253,597	77,651	214,769	686,869
70	651	690	93,243	85,312	235,958	84,902	273,961	83,962	232,224	742,142
				92,433	255,655	92,023	296,941	91,083	251,921	804,517

Feuille de calcul Naphta										
Brut - \$/bbl	PRIX FOB \$/Tonne	FOB+PRIME \$/Tonne	FOB+PRIME /7,4 \$/Bbl	Méditerrané		Europe		Amérique du Nord		Total MMS/an
				fret	%	fret	%	fret	%	
				-0,67	40%	-1,01	40%	-2,25	20%	
20	197	200	22,47	\$/Bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	MMS/an
25	246	249	28,2	21,800	22,970	21,460	22,611	20,220	10,652	56,233
30	295	303	34,04	27,530	29,007	27,190	28,649	25,950	13,671	71,327
35	344	352	40,11	33,370	35,160	33,030	34,802	31,790	16,748	86,710
40	394	415	46,63	39,440	41,556	39,100	41,198	37,860	19,946	102,699
45	442,8	463,8	52,45	45,960	48,426	45,620	48,068	44,380	23,381	119,874
50	492	519	58,31	51,780	54,558	51,440	54,200	50,200	26,447	135,204
55	541,2	568,2	64,18	57,640	60,732	57,300	60,374	56,060	29,534	150,640
60	590,4	623,4	70,04	63,510	66,917	63,170	66,559	61,930	32,626	166,103
65	639,6	672,6	75,91	69,370	73,092	69,030	72,733	67,790	35,713	181,539
70	688,8	727,8	81,78	75,240	79,277	74,900	78,918	73,660	38,806	197,001
				81,110	85,462	80,770	85,103	79,530	41,898	212,463

Feuille de calcul GPL														
Brut \$/bbl	PRIX FOB \$/Tonne	FOB + PRIME \$/Tonne	FOB + PRIME /7,4 \$/bbl	Méditerrané		Amérique du Nord		Amérique du Sud		Asie		Afrique		Total MMS/an
				fret	%	fret	%	fret	%	fret	%	fret	%	
				-1,72	56%	-2,33	12%	-3,45	13%	-3,45	12%	-1,38	7%	
20	198	201	17,33	\$/bbl	MMS/an	\$/bbl	MMS/an	\$/bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	\$/Bbl	MMS/an	MMS/an
25	247	250	21,72	15,61	11,51	15,00	2,37	13,88	2,38	13,88	2,19	15,95	1,47	19,92
30	297	305	26,29	20,00	14,75	19,39	3,06	18,27	3,13	18,27	2,89	20,34	1,88	25,71
35	346	354	30,95	24,57	18,12	23,96	3,79	22,84	3,91	22,84	3,61	24,91	2,30	31,73
40	396	417	35,95	29,23	21,56	28,62	4,52	27,50	4,71	27,50	4,35	29,57	2,73	37,86
45	445,3	466,3	40,46	34,23	25,25	33,62	5,31	32,50	5,56	32,50	5,14	34,57	3,19	44,45
50	494,8	521,8	44,98	38,74	28,57	38,13	6,03	37,01	6,34	37,01	5,85	39,08	3,60	50,39
55	544,3	571,3	49,51	43,26	31,91	42,65	6,74	41,53	7,11	41,53	6,56	43,60	4,02	56,34
60	593,8	626,8	54,03	47,79	35,25	47,18	7,46	46,06	7,89	46,06	7,28	48,13	4,44	62,31
65	643,3	676,3	58,56	52,31	38,58	51,70	8,17	50,58	8,66	50,58	7,99	52,65	4,85	68,26
70	692,8	731,8	63,09	56,84	41,92	56,23	8,89	55,11	9,44	55,11	8,71	57,18	5,27	74,23
				61,37	45,26	60,76	9,60	59,64	10,21	59,64	9,43	61,71	5,69	80,19

### Exemple de calcul pour le procédé ConocoPhillips (2/2)

DEPENSES TOTALS	<b>154,1</b> MMS\$/an
AMORTISSEMENT	<b>101,11</b> MMS\$/an
IMPOT	<b>38%</b>
FACTEUR D'ACTUALISATION GLOBAL	<b>45%</b>

La somme des trois prix de revient (GASOIL, NAPHTA, GPL) nous donne le chiffre d'affaire correspondant à chaque valeur du prix brut (c'est la première colonne du tableau suivant).

Nous calculons ensuite :

- ✓ RESULTAT BRUT
- ✓ RESULTAT NET
- ✓ CASH FLOW NET
- ✓ CASH FLOW NET ACTUALISE

TABLEAU DE CALCUL POUR LE PROCEDE GNL					
	CHIFFRE D'AFFAIRE	RESULTAT BRUT	RESULTAT NET	CASH FLOW NET	CASH FLOW NET ACTUALISE
Brut - \$/bbl	MMS/an	MMS/an	MMS/an	MMS/an	MMS/an
20	278,23	23,02	14,27	115,38	52,19
25	353,55	98,34	60,97	162,08	73,32
30	435,32	180,11	111,67	212,78	96,25
35	515,44	260,23	161,34	262,45	118,72
40	616,13	360,92	223,77	324,88	146,96
45	692,44	437,23	271,08	372,19	168,36
50	776,20	520,99	323,02	424,13	191,85
55	852,91	597,70	370,57	471,68	213,36
60	936,67	681,46	422,50	523,61	236,85
65	1013,37	758,16	470,06	571,17	258,37
70	1097,17	841,96	522,02	623,13	281,87

Toutes ces valeurs sont calculées pour une seule année (2017). Le calcul des CASH FLOW NET ACTUALISE CUMMULES se fait pour toutes les années à la fois c'est pour ça qu'on le retrouve pas ici.

Egalement aussi pour la VAN et le TRI se calcul pour toutes les années à la fois.