

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de L'Enseignement Supérieur et de
La Recherche Scientifique
Ecole Nationale Supérieure Polytechnique
Département Génie Chimique



Proposé et dirigé par :

M^r E.H.BENYOUSSEF

M^r A.LAMECHE

Etudié par :

M^r A.GOURI

M^r K.LEMLOUMA

PROMOTION JUIN 2009

Dédicaces

À mes très chers parents qui ont toujours été là pour moi, et qui m'ont donné un magnifique modèle de labeur et de persévérance. J'espère qu'ils trouvent dans ce travail toute ma reconnaissance et tout mon amour.

À mes frères et mes sœurs

Sans oublier ma fiancée

À toute ma famille

À tous mes amis

Je dédie ce mémoire

Abbes GOURI

Dédicaces

A mes parents pour leur aide et leur amour

A mes frères et ma sœur

A Ayoub, Maroua et Hichem

A toute ma famille

A tous mes amis

Je dédie ce modeste travail.

Kamel LEMLOUMA

Remerciement

Cette étude a été réalisée au sein de la structure GTFT (centre de production de gaz naturel à Illizi), sous la direction du Professeur .E-H. BENYOUSSEF et de Monsieur A.LAMECHE (Chef service process à GTFT).

Nous tenons à témoigner notre profonde reconnaissance à Messieurs E-H.BENYOUSSEF et Mr.A.LAMECHE, pour nous avoir confiés ce sujet ; mais aussi pour les encouragements, conseils précieux, et les orientations qu'ils nous ont prodigués sans lesquels ce travail n'aurait pas pu aboutir. Qu'ils trouvent ici l'expression de notre profonde gratitude.

Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude à Madame F.SOUAHI Maitre de conférences, de nous avoir fait l'honneur d'accepter la présidence du jury.

Ainsi que Madame A.MEFTI Maitre de conférences à ENP,

Monsieur A.SLATNIA Professeur à ENP,

Trouvez l'expression de nos vifs remerciements pour avoir accepté d'être membre de notre jury.

Nos remerciements au personnel du groupement TFT pour leur aide et leur compréhension.

Simulation d'un train de traitement de gaz à l'aide des outils PRO II et HYSYS

Résumé :

Ce travail porte sur la simulation d'un procédé de traitement de gaz utilisant un turboexpander pour la récupération des liquides du gaz naturel. La comparaison des résultats obtenus par les deux simulateurs, l'influence de la déplétion du gisement sur le processus de l'usine, la nécessité d'installer une nouvelle unité de Boosting pour revenir aux conditions optimales de fonctionnement. Vérifier, par le biais de simulation, si les modifications apportées au processus après l'intégration du Boosting sont justifiées par le projet.

Mots clés : Simulation, gisement, déplétion, turboexpander, Boosting.

Simulation of a gas treatment plant with simulators PRO II and HYSYS

Summary

This work talks about a simulation of a gas treatment plant which used a turboexpander for liquids recovery from natural gas. Comparison of results obtained with simulators, the effect of fall pressure of raw gas on the plant's process. Installation of a booster compressor to back on optimal conditions. Check with simulation if the introduced modifications after booster compressor installation are justified.

Key words: Simulation, raw gas, fall pressure, turboexpander, booster compressor.

Glossaire

Boosting : unité de compression de gaz lors de son dépletion au niveau du gisement .

Cold box : ou boîte froide, c'est un ensemble de deux échangeurs de chaleur placés en parallèle dont le but est de refroidir le gaz.

Joule-thomson : une vanne qui fait une détente de type isenthalpique.

Sécheurs : équipement destinés à purifier le gaz de l'eau à l'aide des tamis moléculaires.

Slug catcher : sérateur primaire ou le gaz brut provenant des puits subit une séparation triphasique (gaz, condensate, et eau).

Turboexpander : une turbine d'expansion à travers laquelle le gaz subit une détente Isentropique.

Liste des abréviations

XV : slug catcher ou séparateur primaire.

E2 : échangeur de chaleur (rebouilleur ou condenseur).

TIC : régulateur de température.

PFD : diagramme de circulation de fluides.

V4 : ballon séparateur (ballon de flash, ballon de reflux).

T6/T2 : tour de traitement (colonne de distillation, tamis moléculaire).

PV : vanne de régulation de pression.

C8 : un compresseur ou un détendeur

SOMMAIRE

Introduction	1
Chapitre I: Généralités sur le traitement et le fractionnement du gaz à	
Condensât.....	3
I.1. Généralités.....	4
I.2. Séparation des condensats.....	7
I.3. Opérations de purification.....	8
I.3.1. Absorption par un solvant.....	9
I.3.2. Perméation gazeuse.....	10
I.4. Déshydratation.....	10
I.4.1. Déshydratation par adsorption.....	11
I.5. Le transfert thermique.....	12
I.6. Fractionnement des condensats.....	13
I.6.1. Fractionnement par réfrigération.....	14
I.7. Description des procédés de traitement de gaz.....	16
I.7.1. Le procédé PRICHARD.....	16
I.7.2. Le procédé HUDSON.....	17
Chapitre II : Présentation du champ du Gaz GTFT.....	23
II.1.Situation géographique.....	24
II.2.Développement et capacité du champ.....	25
II.2.1.Roche mère et genèse des hydrocarbures.....	25
II.2.2.Description du réservoir.....	25
II.2.3. Historique de production.....	26

Chapitre III : Description du procédé du traitement du Gaz GTFT.....	31
III.1. Description générale de l'usine de traitement de Gaz GTFT.....	32
III.1.1. Section de refroidissement et séparation primaire.....	33
III.1.2. Section de déshydratation.....	35
III.1.3. Section de refroidissement et de détente.....	36
III.1.4. Section de fractionnement.....	37
III.2. Description de la section Boosting.....	39
III.2.1. Rappel thermodynamique sur la compression.....	39
Chapitre IV : Simulation.....	42
IV.1. Présentation des simulateurs PRO II et HYSYS.....	43
IV.1.1. Définitions.....	43
IV.1.2. Modèle thermodynamique.....	43
IV.1.3. Les simulateurs HYSYS et PRO II.....	44
IV.2. Choix du modèle thermodynamique.....	47
IV.2.1. Utilisation du facteur de compressibilité.....	47
IV.2.2. Utilisation des équations d'état.....	47
IV.2.3. Etendue d'utilisation des équations d'état.....	50
IV.2.4. Recommandations des modèles.....	51
VI.2.5. Choix d'un modèle thermodynamique.....	52
IV.3. La simulation d'un train de traitement de gaz GTFT.....	55
IV.3.1. Le cas design.....	55
IV.3.2. Le cas actuel.....	57
IV.3.3. La baisse de pression (sans Boosting).....	60
IV.4. Simulation d'un train de traitement de gaz avec l'intégration de Boosting.....	62

IV.4.1. Le reflux du stabilisateur.....	63
IV.4.2. L'échangeur E2-1208.....	65
IV.4.3. La boucle d'huile du rebouilleur E4-1402.....	67
IV.5. Etude technico économique du projet Boosting.....	70
IV.5.1. Les critères de choix d'un investissement.....	70
IV.5.2. Etude de la rentabilité du projet Boosting	70
Conclusion	75
Références bibliographiques	77
Annexes	78

Liste des figures

Figure 1 : Traitement du gaz naturel [2].....	5
Figure 2: Chemins thermodynamiques des procédés dans l'enveloppe des phases [3].....	6
Figure 3 : Séparateur horizontal.....	7
Figure 4 : Séparateur vertical.....	8
Figure 5 : Schéma de principe d'une opération de traitement par absorption.....	9
Figure 6 : Peméation gazeuse schéma de principe [4].....	10
Figure 7 : Procédé de déshydratation par adsorption.....	11
Figure 8 : Schéma fonctionnel d'un échangeur de chaleur [6].....	13
Figure 9 : Fractionnement par réfrigération.....	14
Figure 10 : Réfrigération par détente isenthalpique [7].....	15
Figure 11 : Réfrigération par turbine d'expansion [7].....	15
Figure 12 : Schéma simplifié du procédé PRICHARD.....	17
Figure 13: Schéma simplifié du procédé HUDSON.....	18
Figure 14 : Le diagramme enthalpie –entropie (détente isenthalpique).....	19
Figure 15: le diagramme enthalpie –entropie (détente isentropique).....	20
Figure 16 : Température en fin de détente.....	22
Figure 17 : Situation géographique du GTFT.....	24
Figure 18 : Coupe de réservoir.....	25
Figure 19 : La production de gaz sec du champ GTFT [11].....	26
Figure 20: La production en G P L du champ GTFT [11].....	27
Figure 21 : La production en Condensat du champ GTFT [11].....	27
Figure 22: Schéma bloc de l'usine GTFT.....	33

Figure 23 : L'enveloppe des phases sortie E2-1002/1003.....	34
Figure 25 : Schéma bloc de la section Boosting.....	39
Figure 26: Courbe de performance typique pour un compresseur.....	41
Figure 27 : Structure générale d'un simulateur.....	44
Figure 28 : L'interface du simulateur HYSYS.....	46
Figure 29: Le choix du modèle thermodynamique.....	53
Figure 30 : Impact de la baisse de pression sur la production du gaz sec.....	60
Figure 31 : Impact de la baisse de pression sur la production du GPL.....	61
Figure 32 : Impact de la baisse de pression sur la production du condensat.....	61
Figure 33: L'influence de la baisse de pression sur le taux de récupération en GPL.....	62
Figure 34 : L'emplacement de l'échangeur E2-1208.....	66
Figure 35 : La modification apportée à la boucle d'huile.....	69
Figure 36 : Rentabilité d'un investissement.....	72

Liste des tableaux

Tableau 1 : la distribution des puits sur les trunklines.....	28
Tableau 2 : Comparaison des propriétés physiques de PROII et HYSYS.....	45
Tableau 3 : Comparaison des propriétés critiques dans HYSYS et PRO II.....	46
Tableau 4 : Les modèles recommandés dans un simulateur.....	52
Tableau 5: Le domaine d'application de PR et SRK8.....	54
Tableau 6 : Comparaison des quantités produites (cas design).....	56
Tableau 7 : Spécifications des produits pour le cas design.....	56
Tableau 8 : Les paramètres de marche usine (cas actuel).....	58
Tableau 9 : Les quantités produites pour le cas actuel.....	58
Tableau 10 : Les spécifications des produits (cas actuel).....	59
Tableau 11 : L'alimentation du stabilisateur pour le scénario 2012.....	64
Tableau 12 :L'alimentation du stabilisateur pour le scénario 2015.....	64
Tableau 13 :Les températures à l'entrée et à la sortie du E2-1207.....	65
Tableau 14 : La température du condensat sortie E2-1208.....	66
Tableau 15 : La quantité liquide du deethaniseur T6-1401 avec la baisse de pression.....	67
Tableau 16 : La quantité de chaleur échangée dans le rebouilleur E4-1402.....	68
Tableau 17 : Prix des équipements du Boosting.....	73

Introduction

Devant les enjeux économiques et la flambée des prix du pétrole et les nouvelles recommandations pour la réduction des rejets de gaz à l'atmosphère, cause principale du réchauffement de la terre, le gaz naturel se positionne comme étant une source d'énergie alternative et relativement propre.

Ces qualités le positionne pour jouer un rôle énergétiquement croissant dans le développement économique, l'importance des réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental favorisent son utilisation, notamment dans des secteurs à forte valeur ajoutée : industries de précision, production d'électricité et pétrochimie.

Les coûts techniques de production, de traitement et surtout de transport du gaz naturel restent toutefois élevés et représentent un handicap de taille, Cette difficulté est d'autant plus réelle que la plus grande part des réserves de gaz naturel est située en mer ou dans des zones difficiles.

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer au moins partiellement certains des constituants présents à la sortie des puits tels que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds pour amener le gaz à des spécifications de transport ou à des spécifications commerciales, Les spécifications à respecter pour les gaz traité sont liées soit aux conditions de transport, soit aux conditions d'utilisation.

La répartition de ces traitements entre les lieux de production et de livraison résulte de considérations économiques, Il est généralement préférable de ne réaliser sur le site de production que les traitements qui rendent le gaz transportable.

Compte tenu des différences entre les spécifications de transport et les spécifications commerciales, un traitement complémentaire peut être requis avant que le gaz ne soit expédié dans le réseau de distribution, Ainsi, le traitement réalisé pour obtenir les spécifications de transport peut être accompagné d'un fractionnement, dans le but d'obtenir une fraction liquide comprenant les GPL (propane, butane), il apparaît avantageux de valoriser cette fraction liquide séparément ,dans certains cas particuliers, une séparation d'azote peut être nécessaire et une récupération d'hélium est envisageable, si le gaz naturel en contient.

SONATRACH, TOTAL et REPSOL viennent de mettre en production le **champ de gaz naturel de Tin Fouye Tabankort (TFT)**, situé dans le sud-est de l'Algérie, à environ 1300 km d'Alger, Ce champ est exploité conjointement par les trois partenaires qui sont liés par un contrat de partage de production signé en janvier 1996 pour une durée de vingt ans à compter du démarrage de la production.

Vu la nature du gaz brut du gisement du champ GTFT (**Gaz humide**), le traitement se fait comme suit :

- La séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent des puits (fraction liquide d'hydrocarbures, eau libre).
- La récupération du GPL (Gaz Pétrole Liquéfié), contenue dans la fraction vapeur, issue de la séparation primaire

Le gisement de gaz GTFT connaît depuis quelques années une déplétion de la pression du gisement suivi d'une variation de la composition de l'effluent, qui se manifeste par la baisse de la production et du taux de récupération GPL, Afin de palier à ce problème, GTFT a lancé un projet pour la réalisation d'une section Boosting afin d'augmenter la pression à l'entrée des trains.

Dans le cadre de notre projet de fin d'études, nous nous sommes intéressés à la simulation du train de traitement du champ gazier GTFT sans et avec intégration de la section Boosting à l'aide des outils de simulations **PROII et HYSYS**, Cela nous a permis d'une part de nous initier aux logiciels de simulations et d'autre part, de développer nos connaissances dans le domaine des procédés gaziers.

Notre objectif est de :

- Observer et analyser l'influence de **la baisse de la pression** et la variation de la composition du gaz brut à l'entrée des trains sur la qualité et les quantités des produits expédiés (taux de récupération des liquides).
- Intégrer une section **Boosting** dans le procédé et atteindre par simulation les résultats induits par cette modification.
- Comparer les résultats obtenus par les deux simulateurs.

Chapitre I:

Généralités sur le traitement et le fractionnement du gaz à condensât

I.1.Généralités

Au cours d'un procédé de traitement de gaz naturel, certains composants des gaz naturels doivent être extraits soit pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales, il peut être nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- l'hydrogène sulfuré H_2S toxique et corrosif ;
- le dioxyde de carbone CO_2 , corrosif et de valeur thermique nulle ;
- le mercure, corrosif dans certains cas ;
- l'eau, conduisant à la formation des hydrates ;
- les hydrocarbures lourds, condensant dans les réseaux de transport ;
- l'azote, de valeur thermique nulle.

C'est la raison pour laquelle des opérations de séparation, de déshydratation et de fractionnement des condensats sont envisagées dans le but est de fournir un produit conforme aux exigences, la figure 1 illustre les différentes étapes nécessaires au traitement du gaz naturel afin de récupérer les hydrocarbures lourds (condensat), et la fraction GPL (propane et butane) [1].

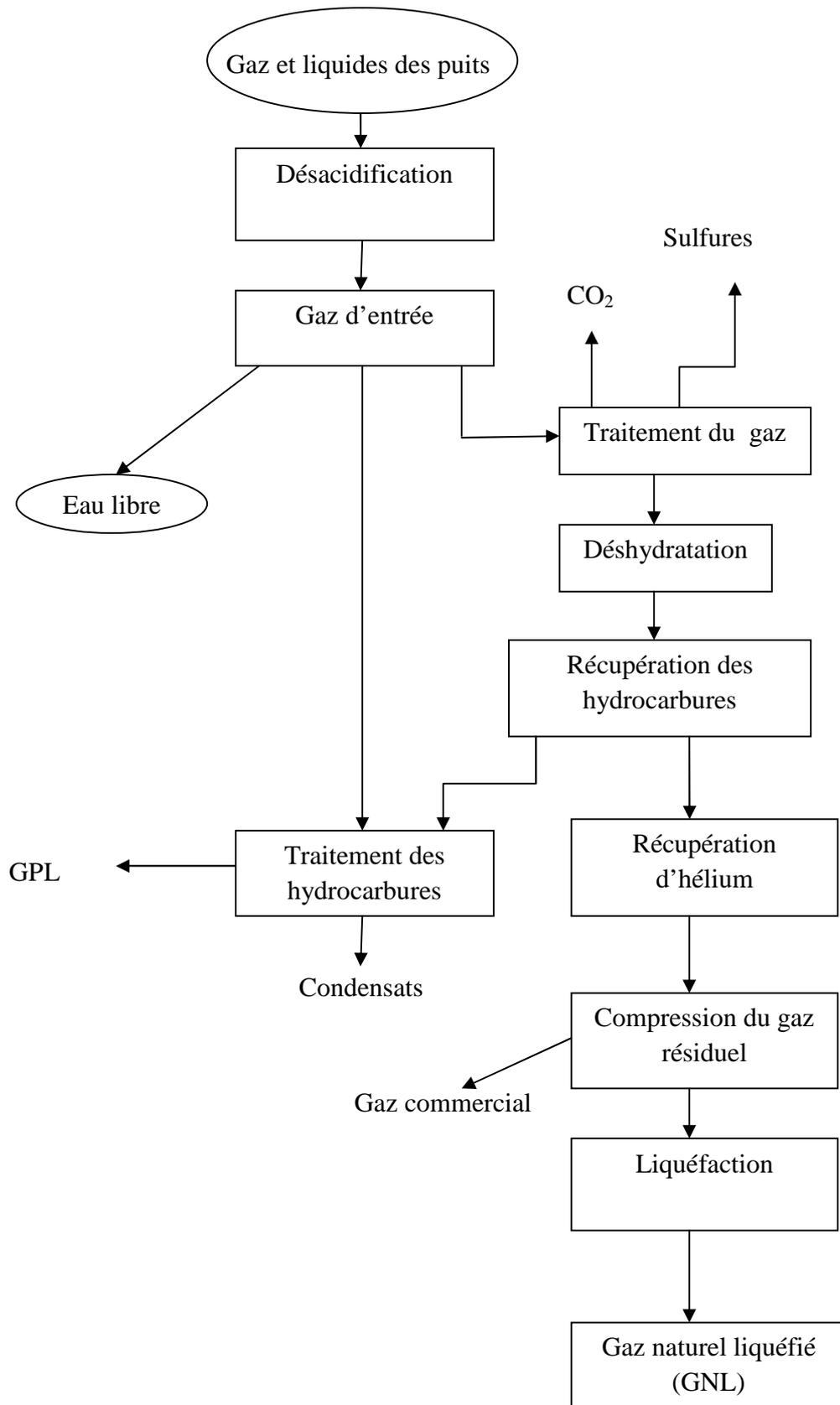


Figure 1 : Traitement du gaz naturel [2].

Chapitre I: Généralités sur le traitement et le fractionnement du gaz à condensat

Etant donné que la majorité des procédés de traitement de gaz naturel sont conçus pour éliminer d'abord les hydrocarbures lourds (C5+), et pour récupérer le GPL, ce dernier nécessite un contrôle de point de rosée (afin d'éviter la formation d'une phase liquide lors du transport) ; de ce fait, il s'avère indispensable de savoir positionner les conditions opératoires du gaz brut dans l'enveloppe des phases.

La figure 2 montre le comportement de phase d'un gaz naturel comme une fonction de T-P, chaque refroidissement en dehors de la zone de condensation rétrograde (zone où les hydrocarbures lourds présentent un comportement non intuitif) ; engendre une apparition d'une phase liquide [3],

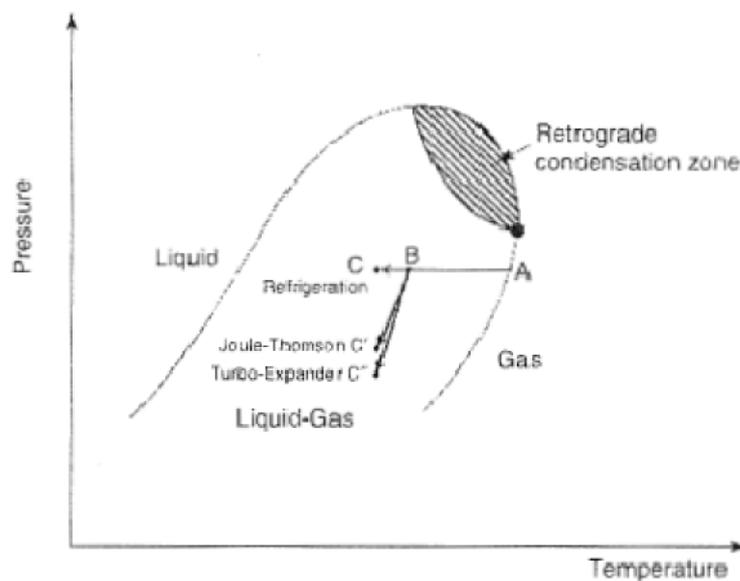


Figure 2: Chemins thermodynamiques des procédés dans l'enveloppe des phases [3].

Dans le traitement de gaz naturel, et selon les conditions thermodynamiques de l'effluent issu du gisement (température, pression, composition, débit...), on fait appel aux opérations de séparation, de purifications et de fractionnement dans le but d'avoir des produits finis (gaz sec, condensat et GPL), qui répondent aux spécifications.

Un aperçu sur ces opérations est présenté dans ce qui suit.

I.2. Séparation des condensats

Dans une première étape, la phase liquide est séparée à une pression proche de la pression en tête de puits, elle contient alors, sous haute pression, une proportion importante d'éthane et des hydrocarbures légers dissouts et doit être stabilisée et cela, en réduisant sa pression, Cette opération permet de produire, d'une part du gaz supplémentaire et d'autre part une phase liquide, La tension de vapeur finale du liquide est très importante car elle conditionne la sécurité au cours du stockage et du transport ainsi que les pertes éventuelles [1].

Le choix du séparateur gaz-liquide dépend de l'application envisagée ; toutefois, un séparateur gaz –liquide doit avoir généralement les éléments suivants :

- une zone de séparation primaire afin de donner un mouvement centrifuge au fluide renforçant l'effet de la gravité ;
- une zone de décantation avec un temps de séjour suffisant pour séparer les gouttes de phase liquide ;
- un dévésicuteur à la sortie du gaz pour piéger les plus petites gouttelettes ;
- des équipements de régulation et de sécurité (régulations de pression, de température, de niveau, etc, ,).

Les figures suivantes illustrent les trois principaux types de séparateurs :

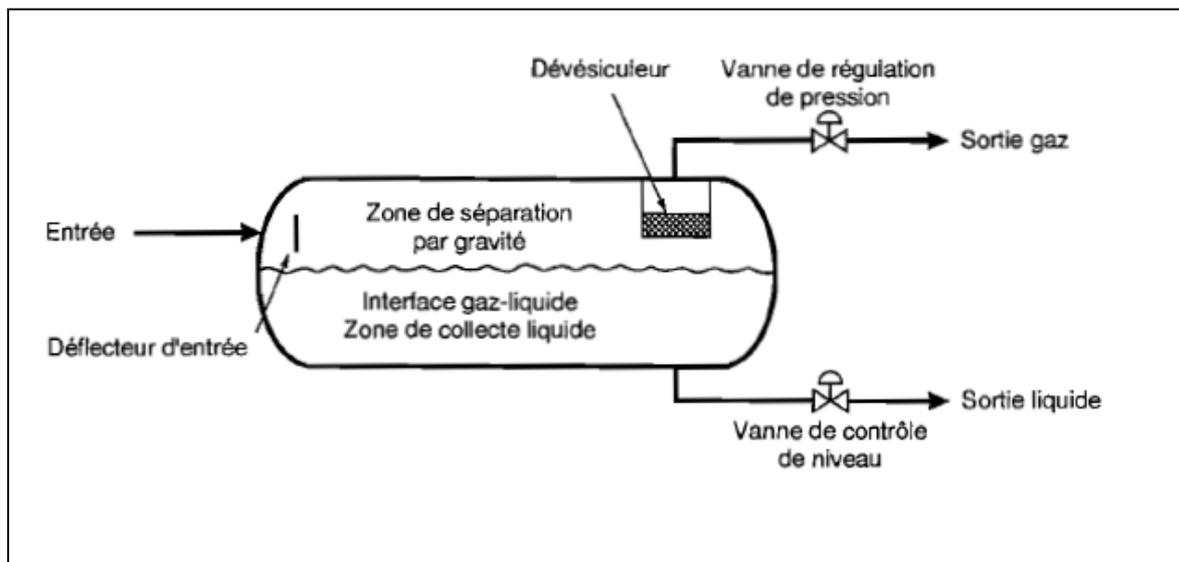


Figure 3 : Séparateur horizontal.

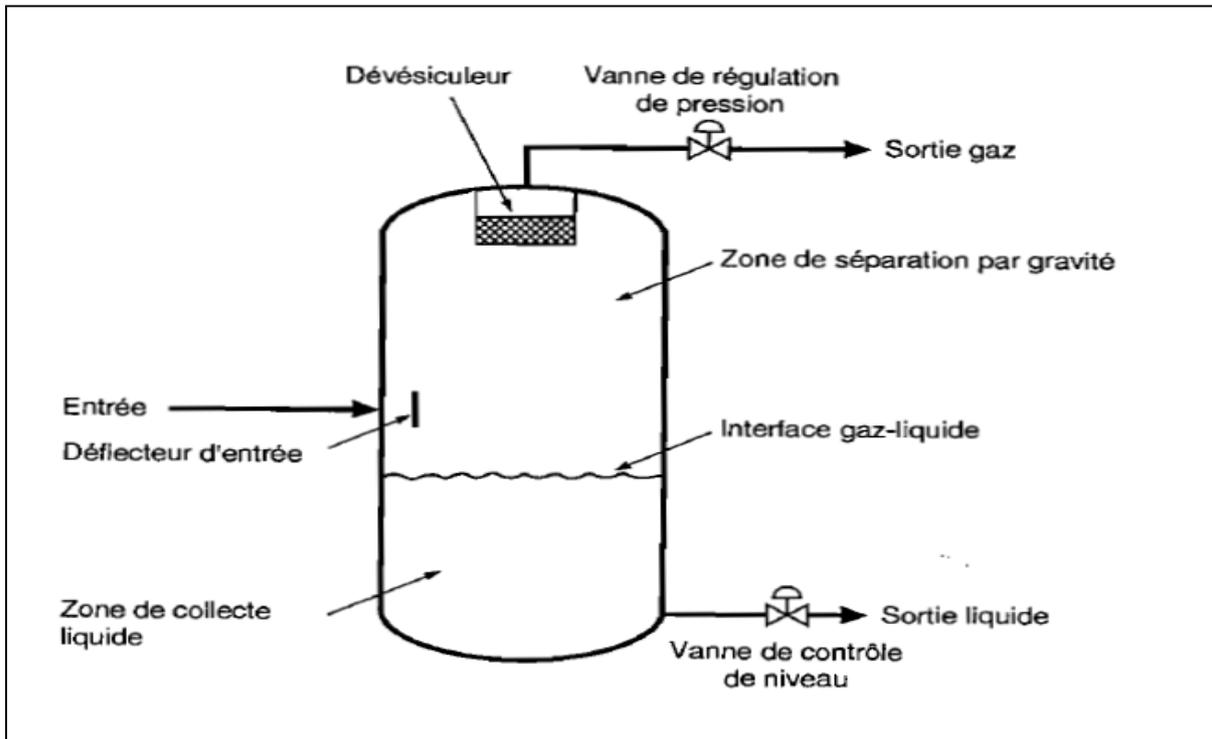


Figure 4 : Séparateur vertical.

I.3. Opérations de purification

L'ajustement requis de la teneur en eau, et en hydrocarbures lourds, est réalisé par des opérations de traitement, qui permettent de purifier le gaz naturel en séparant les constituants à éliminer du gaz traité.

Ces opérations font appel à des procédés de séparation divers : absorption par solvant, adsorption, fractionnement, par réfrigération, perméation gazeuse.

Il est à noter qu'en dehors de la perméation gazeuse, les procédés de séparation utilisés sont tous basés sur le principe d'un changement de phases : le constituant à séparer est transféré sélectivement de la phase gazeuse à une phase liquide ou solide [1].

Dans le cas de la perméation gazeuse, la séparation est basée sur la différence entre les vitesses de passage des constituants à séparer à travers une membrane sélective.

I.3.1. Absorption par un solvant

Le principe de base de l'absorption par solvant est représenté sur la figure suivante :

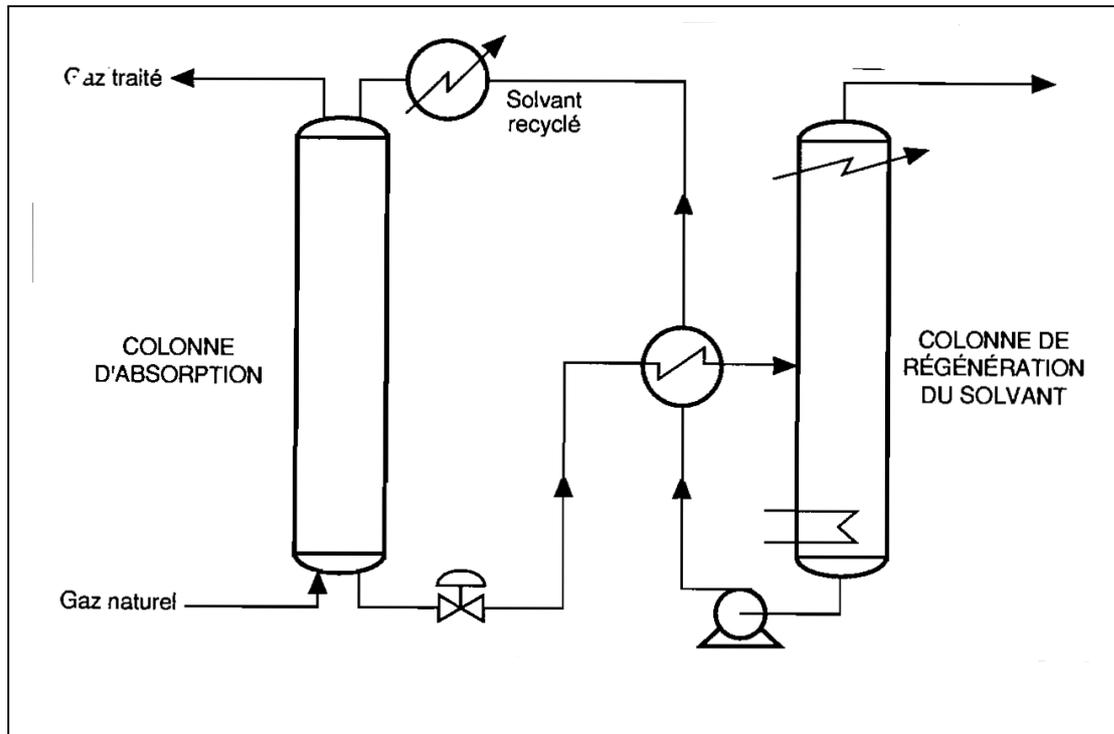


Figure 5 : Schéma de principe d'une opération de traitement par absorption.

Le gaz à traiter est mis en contact à contre-courant avec un solvant sélectif dans une colonne à plateaux ou à garnissage.

Si le solvant qui arrive en tête est pur, il est possible, en jouant sur le taux de solvant et le nombre de plateaux ou la hauteur de garnissage dans la colonne, d'obtenir en sortie la teneur en impuretés correspondant à la spécification imposée. Le solvant sortant de la colonne d'absorption, est envoyé à une colonne de régénération par distillation.

Après régénération le solvant est recyclé, il passe par un échangeur de chaleur, destiné à une température proche du domaine de température dans lequel opère la colonne d'absorption, tout en chauffant la solution de fond de colonne. Avant d'être renvoyé à la colonne d'absorption, une étape de réfrigération complémentaire dans un échangeur est nécessaire.

La pureté du solvant recyclé est essentielle, En effet, la concentration en impureté du gaz traité ne peut être inférieure à celle qui est imposée par l'équilibre avec la phase solvant recyclée.

I.3.2. Perméation gazeuse

Le schéma de principe d'une opération de séparation par peméation gazeuse est représenté sur la figure ci-dessous :

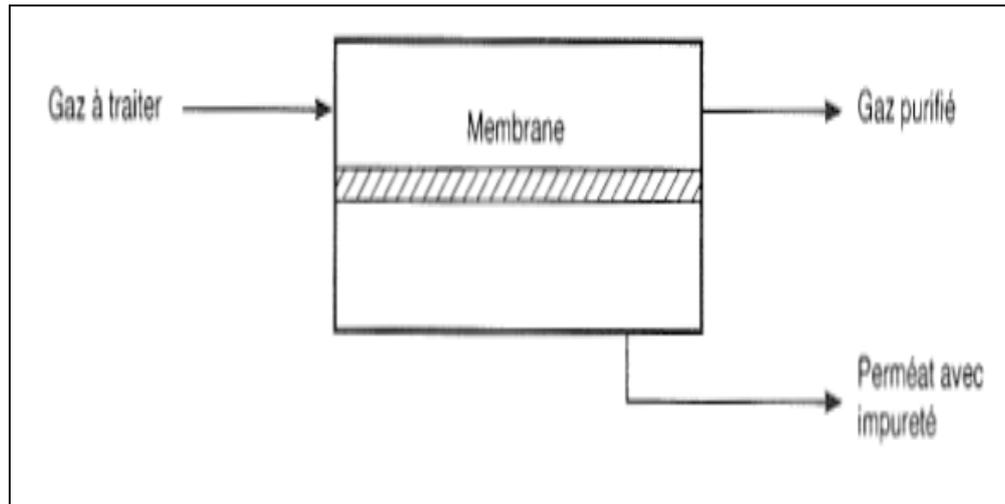


Figure 6 : Peméation gazeuse schéma de principe [4].

Pour que la séparation soit efficace, la membrane doit être très perméable vis-à-vis de l'impureté à séparer, qui passe à travers la membrane sous l'effet de la pression et très peu perméable vis-à-vis du méthane.

Les procédés de séparation par membranes mettent en jeu des surfaces de membranes élevées, qui s'expriment généralement en milliers de mètres carrés [1].

I.4. Déshydratation

La présence d'eau entraîne différents problèmes pour l'exploitation : suivant les conditions de température et de pression qui règnent dans une installation, la vapeur d'eau peut se condenser et provoquer la formation d'hydrates, se solidifier ou favoriser la corrosion si le gaz contient des composants acides.

Pour éviter ces problèmes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz naturel au moyen de techniques de traitement appropriées.

La purification du gaz naturel est réalisée par différents types de procédés :

- absorption ;
- adsorption ;
- perméation gazeuse.

Parmi ces procédés de déshydratation, c'est l'adsorption qui est la plus couramment utilisée.

I.4.1. Déshydratation par adsorption

Le schéma de principe d'une opération de déshydratation par adsorption en lit fixe est représenté sur la figure ci-après, Le procédé fonctionne d'une manière alternée et périodique.

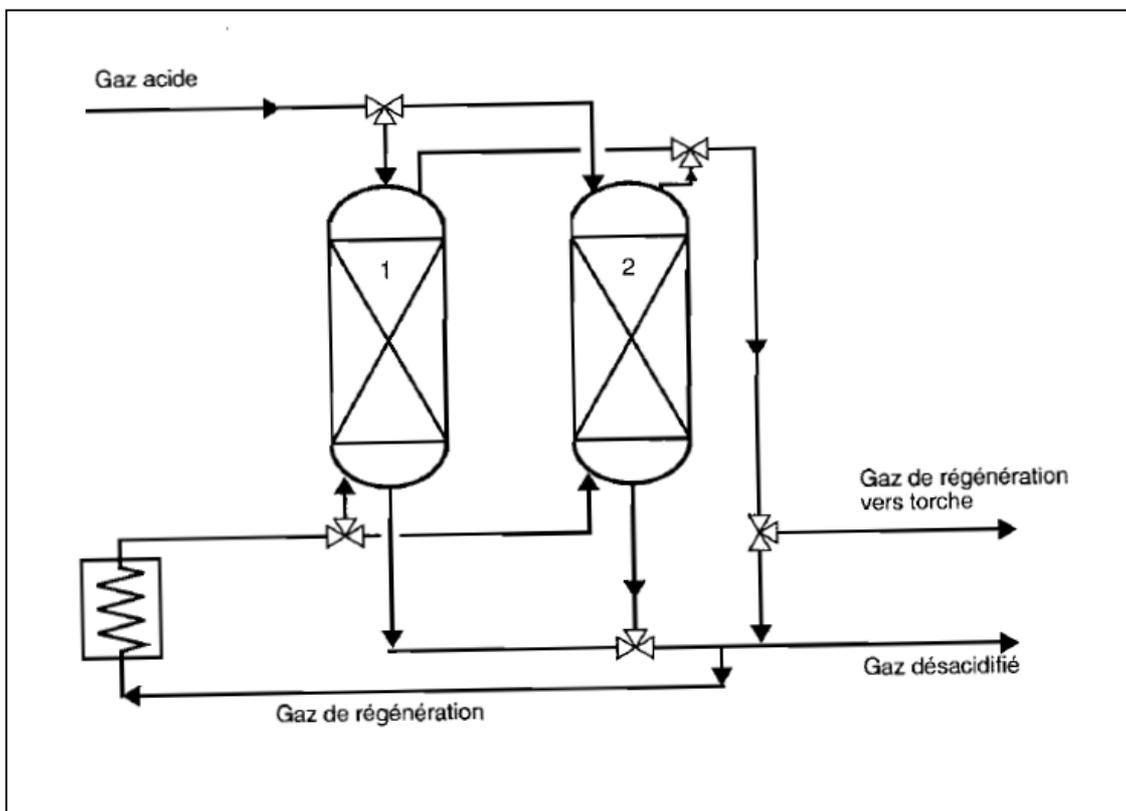


Figure 7 : Procédé de déshydratation par adsorption.

Au cours de l'étape d'adsorption, le gaz traité est envoyé sur le lit d'adsorbant qui fixe l'eau. Lorsque le lit est saturé, du gaz chaud est envoyé pour régénérer l'adsorbant,

Après régénération et avant l'étape d'adsorption, le lit doit être refroidi, ceci est réalisé en envoyant du gaz froid, après réchauffage, ce même gaz peut servir à effectuer la régénération [1].

Pour un adsorbant soit efficace, il doit présenter les caractéristiques suivantes :

- capacité d'adsorption à l'équilibre importante ;
- adsorption réversible permettant de régénérer l'adsorbant ;
- cinétique d'adsorption rapide ;
- faible perte de charge ;
- pas d'effet de dilatation de volume avec la température et la saturation.

I.5. Le transfert thermique

L'élaboration des produits commerciaux dans l'industrie pétrolière est caractérisée par une série d'opération décrites dans le schéma de fabrication ,les unités de séparation, telles que distillation ,extraction par solvant et cristallisation, nécessitent des quantités importantes d'énergie calorifique pour obtenir le gradient de température qui permettra le fractionnement ,et cela de même pour les unités mettant en jeu des réactions de transformations ,telles que le craquage ou la synthèse , C'est pourquoi, on s'attache à réduire au maximum ce poste, en réalisant un circuit de récupération de chaleur entre l'alimentation froide et les effluents chauds de l'installation, L'équipement de récupération est constitué par des appareils tubulaires d'échange de chaleur.

On distingue généralement trois classes d'appareils, correspondant à des fonctions très spécifiques :

-Les échangeurs et réfrigérants dans lesquels ne se produit aucun changement de phase, la désignation « échangeurs » est réservée aux appareils ou le transfert entre fluides chaud et froid correspond effectivement à une récupération de chaleur, alors que le terme « réfrigérant » s'applique aux appareils ou l'on refroidit l'effluent par un fluide auxiliaire ;

-Les condenseurs qui permettent la condensation et le refroidissement d'un effluent vapeur en tête de colonne, soit à l'aide d'un fluide froid, soit à l'aide d'un fluide auxiliaire (eau, air, produit frigorigène ...)

-Les rebouilleurs qui assurent une vaporisation partielle des produits des fonds de tours grâce à la circulation d'un effluent chaud, ou d'un fluide auxiliaire [5].

Dans tous ces appareils la surface de transfert est matérialisée par des tubes dont les divers arrangements permettent de résoudre avec satisfaction les nombreux problèmes de récupération de chaleur rencontrés dans l'industrie.

Le schéma fonctionnel d'un échangeur de chaleur classique est généralement défini comme suit :

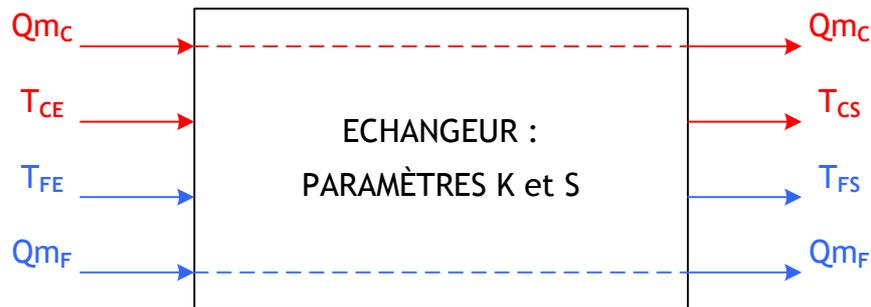


Figure 8 : Schéma fonctionnel d'un échangeur de chaleur [6] .

Les indices C, F, E et S étant respectivement relatifs aux paramètres Chaud, Froid, Entrée et Sortie, Les paramètres de l'échangeur sont ici son coefficient d'échange global **K** et sa surface d'échange **S**.

I.6. Fractionnement des condensats

Lorsque le gaz contient une fraction importante d'hydrocarbures autres que le méthane et l'éthane (gaz à condensat ou gaz associé), la séparation d'au moins une partie de ces hydrocarbures apparait nécessaire pour éviter la formation d'une phase liquide au cours du transport.

Cette opération est en général réalisée par abaissement de température avec formation d'une phase liquide ; elle peut être également effectuée par une opération d'absorption ou d'adsorption.

I.6.1. Fractionnement par réfrigération

La figure 9 montre le schéma de principe d'un procédé de fractionnement par réfrigération ,ce schéma correspond au cas d'un gaz préalablement déshydraté ,afin d'éviter tout risque de formation d'hydrates par réfrigération ,le gaz sortant du séparateur haute pression est refroidi par un échange de chaleur avec le gaz traité ,suivi d'une étape de réfrigération réalisée soit au moyen d'un cycle de réfrigération externe ,soit par détente .

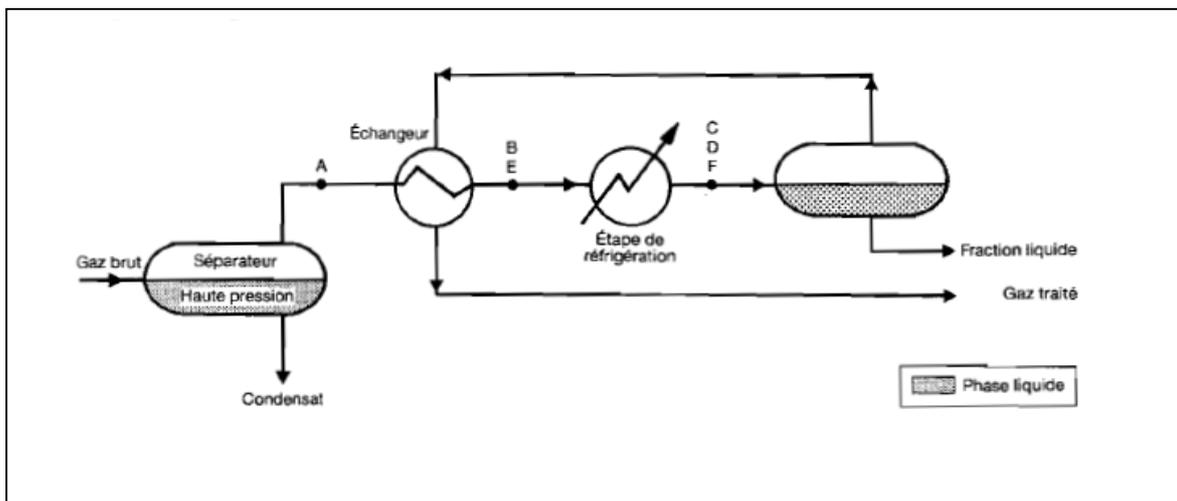


Figure 9 : Fractionnement par réfrigération.

I.6.1.1. La détente isenthalpique

La réfrigération par détente isenthalpique à travers une vanne représente le procédé le plus simple ,c'est aussi un procédé relativement inefficace, car pour une même pression, elle conduit à une température nettement plus élevée, et c'est la raison pour laquelle le travail de détente étant dégradé en chaleur ,l'abaissement de la température obtenu par détente isenthalpique est qualifiée d'effet Joule-Thomson,Le schéma de principe d'une unité de traitement mettant en œuvre une détente isenthalpique est donné par la figure suivante :

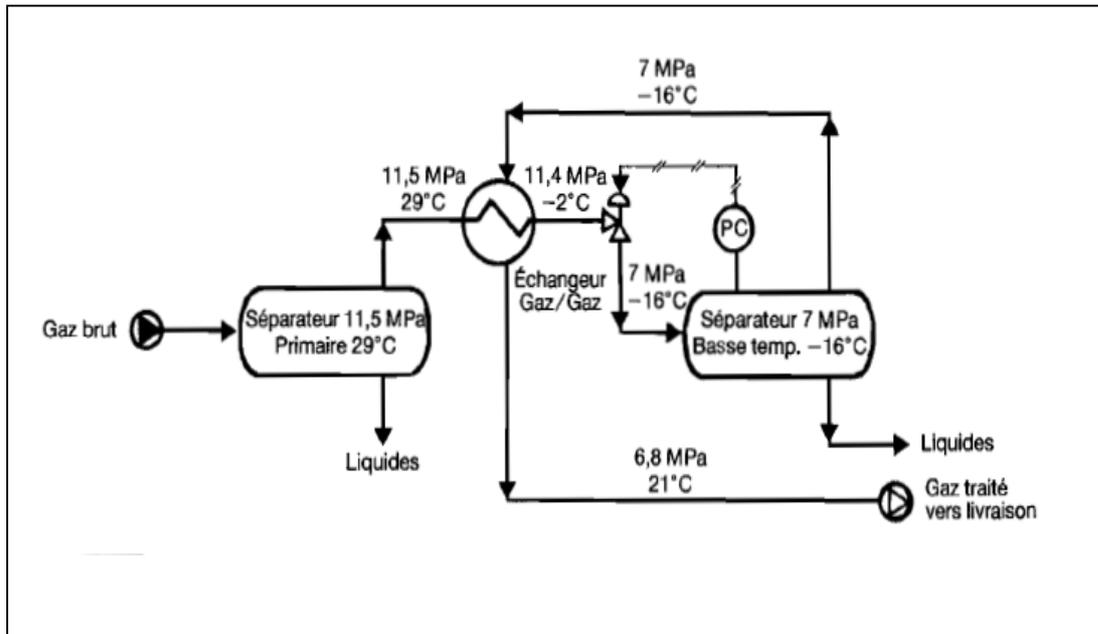


Figure 10 : Réfrigération par détente isenthalpique [7].

Le pré refroidissement du gaz par échange avec le gaz traité, joue un rôle essentiel pour atteindre des températures relativement basses.

I.6.1.2. La détente isentropique

Un procédé de traitement de gaz à travers une turbine est schématisé sur la figure ci-après :

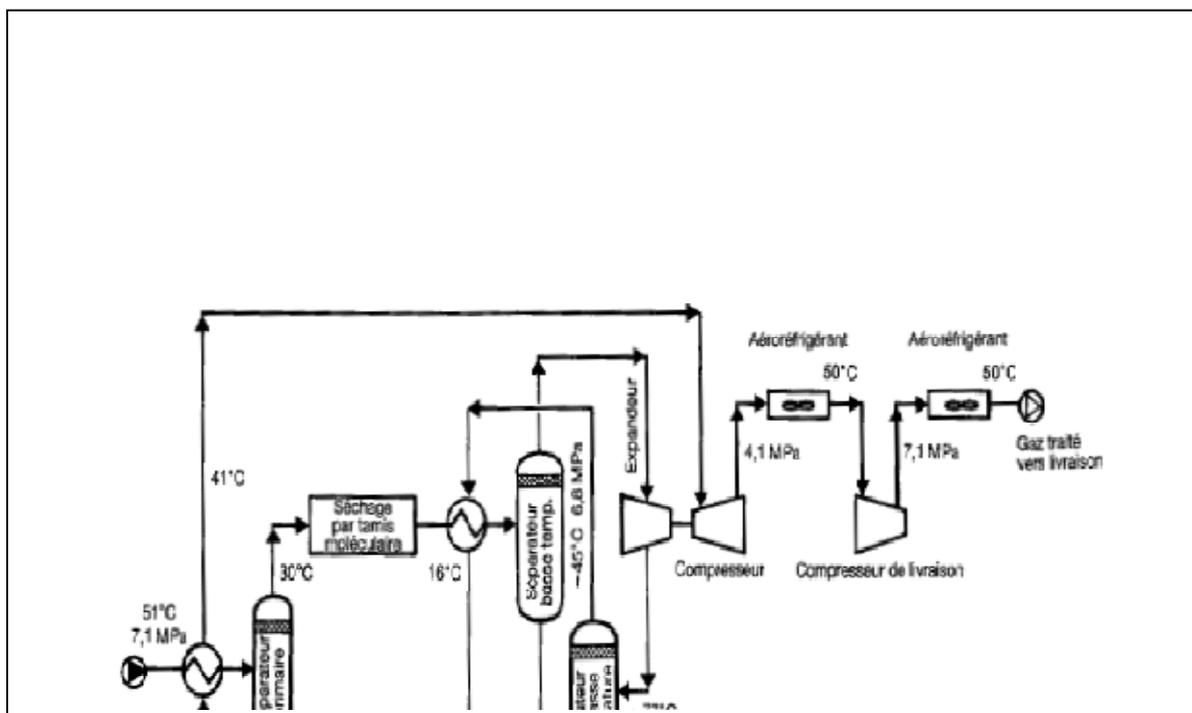


Figure 11 : Réfrigération par turbine d'expansion [7].

La détente à travers une turbine qui se rapproche d'une détente isentropique est beaucoup plus efficace, Elle est surtout utilisée lorsqu'une séparation poussée des hydrocarbures autres que les fractions C^{2-} , est recherchée.

Le procédé fonctionnant à basse température, nécessite un séchage poussé du gaz par tamis moléculaire et éventuellement une décarbonatation, pour éviter la cristallisation du dioxyde de carbone.

La turbine de détente entraîne en général un compresseur, pour recomprimer partiellement le gaz détendu.

L'utilisation d'un cycle de réfrigération externe permet d'abaisser la température du gaz à traiter sans réduire la pression, aux pertes de charge près.

La réfrigération est réalisée par vaporisation à une pression relativement basse d'un fluide frigorigène ; celui-ci est le plus souvent le propane ou parfois, un fluide halogéné de type 'fréon', le fluide frigorigène vaporisé est comprimé, condensé sous pression en transférant la chaleur de condensation à un fluide de refroidissement (eau ou air), et enfin recyclé après détente à travers une vanne.

Enfin ; les contraintes liées à l'environnement et la nécessité de réduire les coûts, notamment en cas de production en zone difficile, rendent nécessaire toutefois le recours à des procédés innovants, Ils dérivent pour une large part de procédés plus anciens, mais peuvent conduire à des réductions importantes de coûts d'investissement et d'exploitation,

I.7. Description des procédés de traitement de gaz

Parmi les différents procédés de traitement de gaz, nous allons citer deux procédés : le procédé PRICHARD et le procédé HUDSON.

I.7.1. Le procédé PRICHARD

Connue aussi sous le nom de réfrigération mécanique, c'est le plus simple et le plus direct procédé pour la récupération des liquides, il est muni d'une boucle de réfrigération externe comme le montre la figure 12, utilisant généralement le propane comme fluide frigorigène avec un compresseur (centrifuge ou réciproque), pour ramener les frigories du basse vers haute pression opératoire, L'échangeur gaz-gaz dans la figure 23 représente une étape préparatoire pour la réfrigération [3].

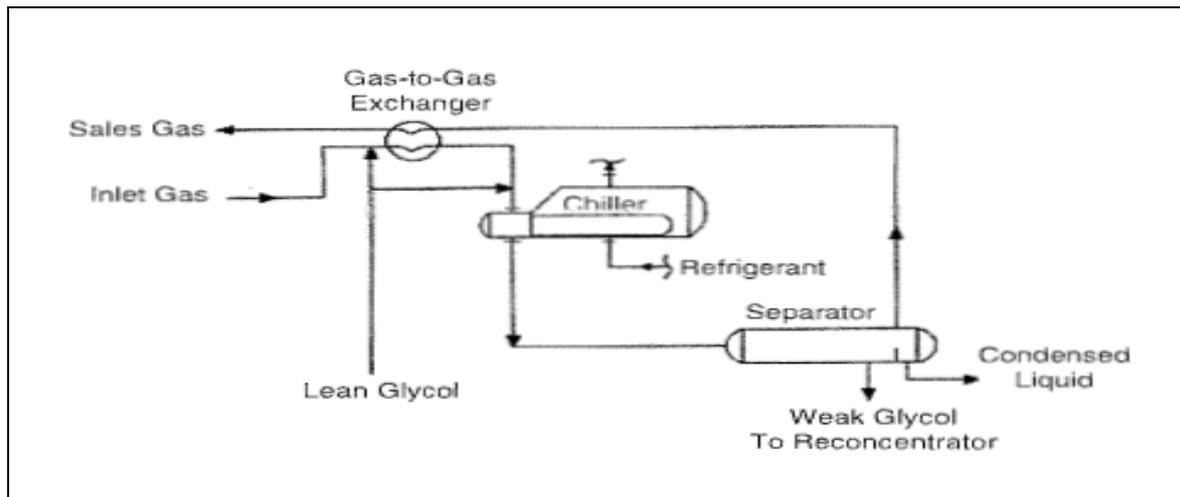


Figure 12 : Schéma simplifié du procédé PRICHARD.

Le chemin thermodynamique suivi par le gaz dans ce type de procédé est représenté par la ligne ABC dans la figure 2, avec AB : l'échangeur gaz-gaz ; BC : la réfrigération,

Une étape de déshydratation ou une injection d'inhibiteur d'hydrates est prévue dans le cas de présence d'eau de process pour éviter la formation d'hydrates lors de la réfrigération.

I.7.2. Le procédé HUDSON

Le procédé qui prédomine la récupération de GPL est bien le procédé de turboexpander (figure 13); ce procédé utilise la pression du gaz brut pour produire les frigories par une détente à travers une turbine d'expansion, Puisque cette détente est presque isentropique, la baisse en température du gaz est plus importante que dans le cas d'une vanne Joule-Thomson (détente isenthalpique), il est important de noter que la détente de l'expander fourni un travail considérable, ce dernier est utilisé dans une étape ultérieure (par un compresseur centrifuge), pour comprimer le gaz résiduel du process [3].

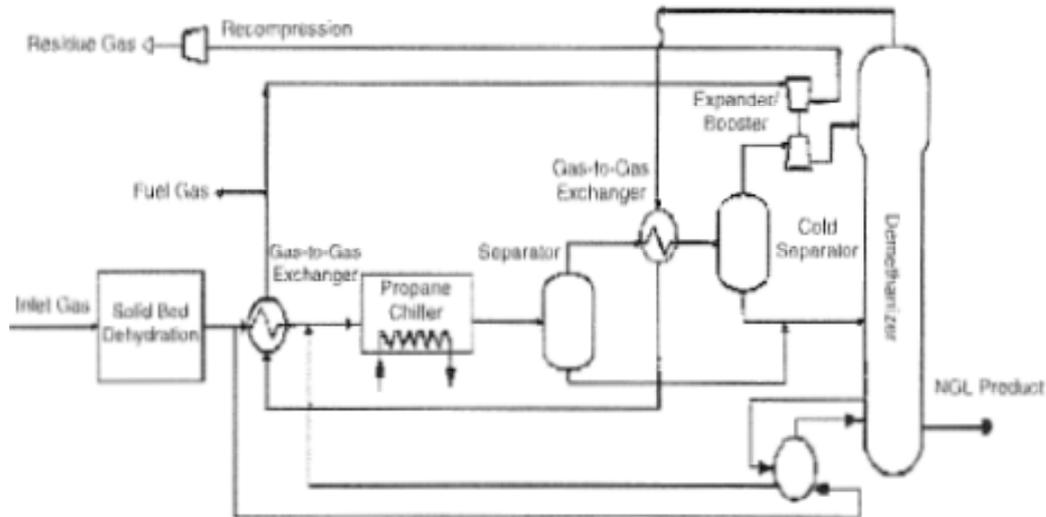


Figure 13: Schéma simplifié du procédé HUDSON.

Une vanne J-T est installée en parallèle avec le turboexpander, et cela pour chasser le sur flux du gaz dans l'expander ou bien lorsque l'expander est hors service [8].

Un aperçu sur les deux types de détentes (isenthalpique et isentropique), pour voir la différence.

I.7.2.1. Principes thermodynamiques de la vanne Joule-Thomson

L'équation $\Delta H = W + QE$ appliquée à une vanne montre que :

$W = 0$ pas de travail et frottement négligé,

$Q_E = 0$ pas d'échange de chaleur, conditions adiabatiques (vanne calorifugée)

Sur le diagramme H,S dans la figure 14, la droite horizontale allant du point P_1, t_1 à P_2, t_2 représente la détente isenthalpique, L'enthalpie H_1 à l'entrée est égale à l'enthalpie H_2 à la sortie

$$H_1 = H_2 \longrightarrow \Delta H = 0 \quad (I.1)$$

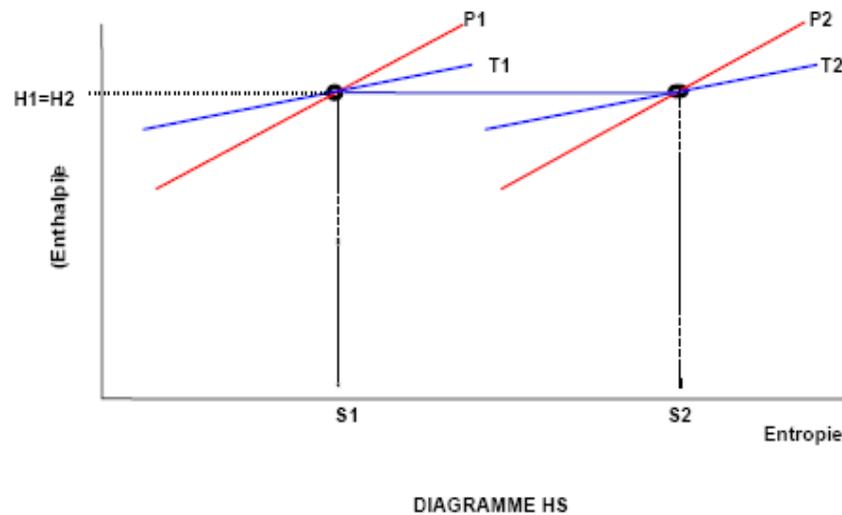


Figure 14 : Le diagramme enthalpie –entropie (détente isenthalpique).

I.7.2.1.1. Procédure de calcul de la température en fin de Détente

a) Sans condensation

Les graphes de $\Delta P = f(\Delta T)$ [8].

b) Avec condensation :

La procédure pour déterminer la température de sortie T_2 est la suivante :

- Calculer H_1 à P_1, T_1
- Estimer T_2 ,

Compositions du liquide et vapeur

- Calculer $H_2 = H_v + H_l$
- si $H_1 = H_2, T_2$ estimée est la température en fin de détente,
- $H_1 \neq H_2$, refaire une autre estimation de T_2 [9].

I.7.2.2. Principes thermodynamiques du turbo-expander

Un turbo-expander est une machine dynamique, à travers laquelle l'effluent de gaz subit une détente isentropique, Cette détente s'accompagne d'une production de froid dont l'énergie est égale au travail mécanique obtenu, Soit une turbine détendant un fluide de pression P_1 , et

température T_1 enthalpie H_1 à l'entrée jusqu'aux conditions de sortie P_2, T_2, H_2 , Dans une évolution isentropique le trajet vertical représenté sur le diagramme H-S de la figure 15 correspond à une récupération d'énergie mécanique maximale.

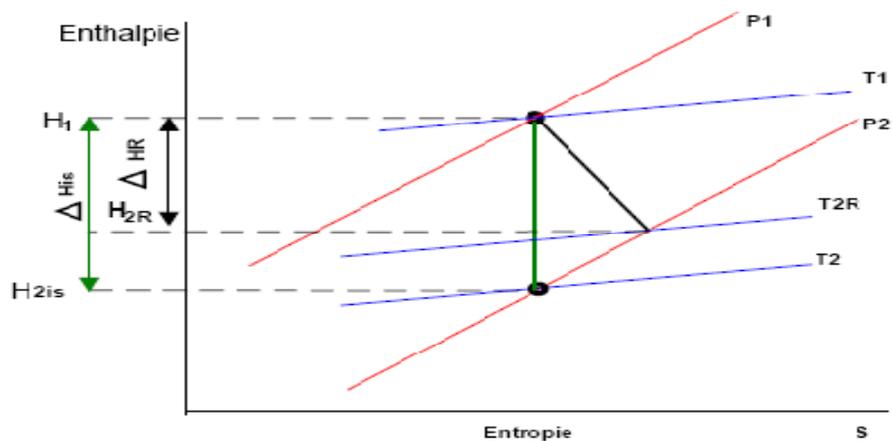


Figure 15: le diagramme enthalpie –entropie (détente isentropique)

Dans la réalité et compte tenu des imperfections des machines réelles, la détente du gaz s'accompagne d'une augmentation de l'entropie qui se traduit par le segment oblique, Cela a pour conséquence :

- Une température de sortie T_{2R} plus élevée que T_{2is} dû au réchauffement du gaz par les frottements,
- Une chute d'enthalpie ΔH_r inférieure à ΔH_{is} en résumé :

$$\Delta H_{is} = W_{is} \quad (I.2)$$

$$\Delta H_{is} = W_R \quad (I.3)$$

L'évolution d'un gaz parfait dans une machine parfaite est donnée par :

$$PV^K = \text{Constante}$$

$$K = CP / CV = CP / (CP - R/M) \quad (I.4)$$

La température T_{2is} en fin de détente isentropique est donnée par la relation :

$$T_{2is} = T_1 (P_2/P_1)^{(K-1)/K} \quad (I.5)$$

Elle dépend :

- du taux de détente P_2/P_1
- De la température initiale T_1
- De la nature du gaz caractérisé par son coefficient K , Pour un gaz parfait

$$\Delta H_{is} = CP (T_{2is} - T_1)$$

$$\text{Soit : } \Delta H_{is} = W_{is} = K/K - 1 * R T_1 / M [(P_2/P_1) (K - 1)/K - 1] \quad (I.6)$$

Le rendement isentropique est défini comme :

$$h_{is} = W_r/W_{is}$$

P= pression

V = débit volumique

K= Coefficient isentropique

R= gaz constante

M= poids moléculaire

C_p, C_v = chaleurs massiques

I.7.2.2.1. Procédure de calcul de la température en fin de Détente

Les conditions d'entrée sont généralement connues :

Q = débit de gaz

P₁ = pression d'entrée

T₁ = température d'entrée

Les conditions de sortie : Seule la pression de sortie turbine est connue car elle est imposée par le process.

P₂ = pression de sortie

- Calculer l'enthalpie H₁ et l'entropie S₁ aux conditions d'entrée

P₁, T₁, La température T₂ est calculée par itération

- Fixer trois températures de sortie T', T'', T''' à la pression de

Sortie P₂, à chaque température et P₂, calculer les conditions d'équilibre de l'effluent sortant de l'expander et déterminer son enthalpie (H) et son entropie (S)

- Pour une application au gaz naturel déterminer la Température isentropique T₂ du méthane sur le diagramme de Mollier obtenue par une détente à partir de T₁, P₁ à P₂ A partir du graphe dans la figure 16 déterminer la température isentropique T_{2is} qui correspond à S₁ et à T_{2is} lire

ΔH isentropique, Appliquer le rendement donné par le constructeur pour calculer ΔH_r

(différence d'enthalpie réelle).

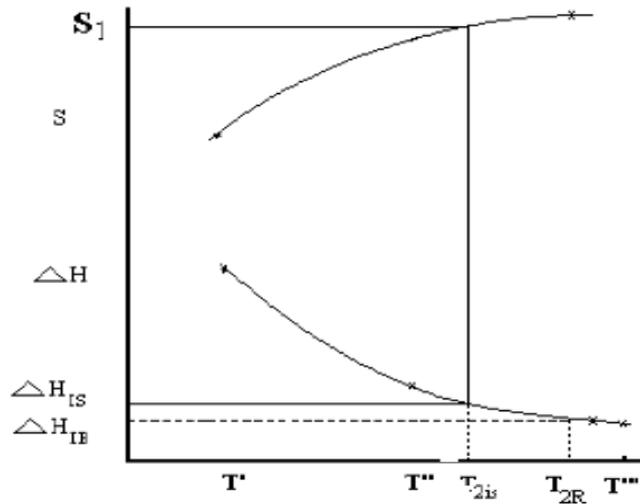


Figure 16 : Température en fin de détente.

$\Delta H_{is} \times h_{is} = \Delta H_R$ en Appliquant ΔH_R lire la température T_{2R} (réelle) correspondante :

- Dans les conditions réelles P_2 et T_{2R} , refaire le calcul de flash pour déterminer les compositions des liquides et vapeurs.
- Calculer le travail produit et la puissance réelle [8].

Chapitre II :
Présentation du champ du Gaz
GTFT

II.1.Situation géographique

Le périmètre Tin Fouyé Tabankort (TFT) couvre 1200 km dans la région du Tinrhert dans le Sahara algérien, dans la wilaya d'Illizi, Il est situé le long de la route nationale N3, à environ 1350 km au sud-est d'Alger, 380 km au sud-est d'Hassi Messaoud, et environ 200 km à l'ouest d'In Aménas, dans la commune de Bordj Omar Driss elle-même située à une centaine de kilomètres à l'ouest du périmètre, Cette zone est déjà développée pour l'exploitation des hydrocarbures, avec notamment le gisement de gaz de TFT, un réservoir de gaz présent dans des formations de grès ordoviciens, en production depuis avril 1999.

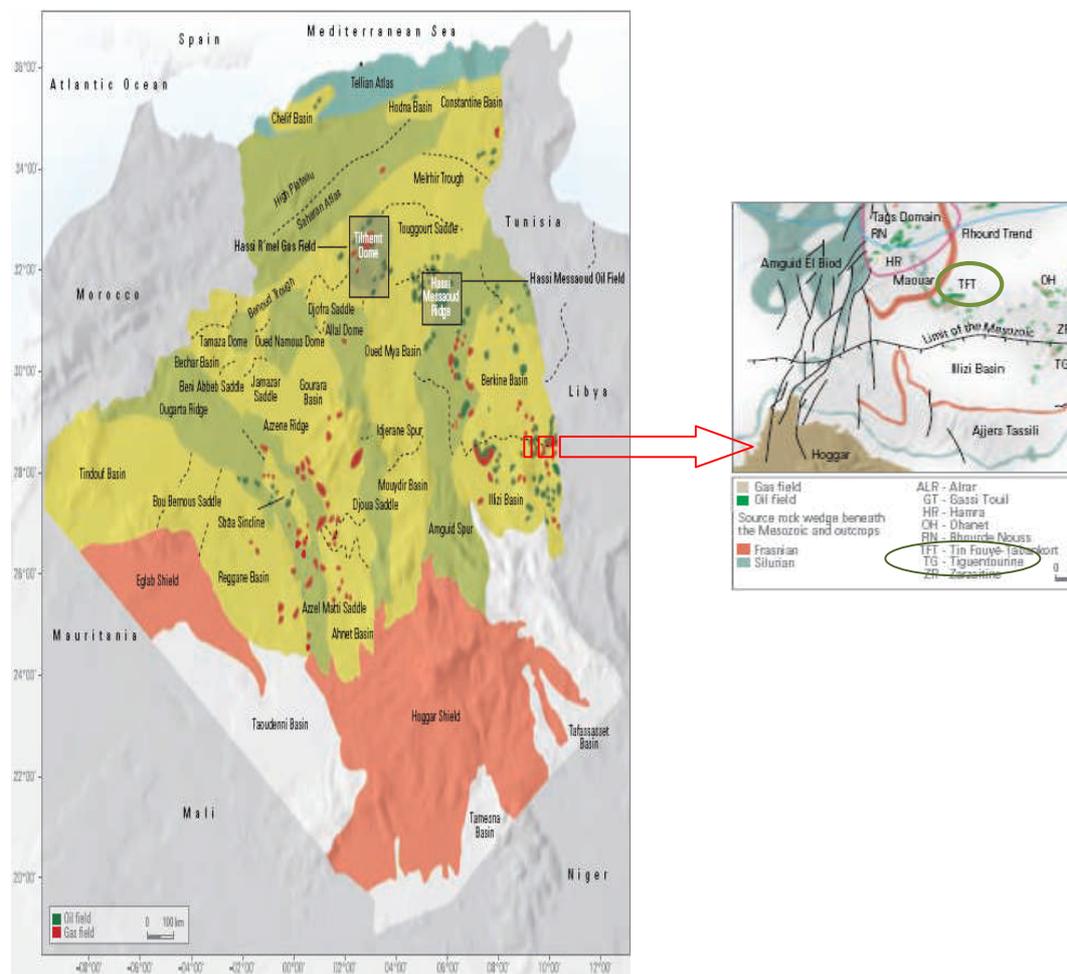


Figure 17 : Situation géographique du GTFT.

II.2. Développement et capacité du champ:

II.2.1. Roche mère et genèse des hydrocarbures :

Les argiles du silurien constituent la roche mère, source génératrice des hydrocarbures à l'échelle de toute la plate forme saharienne, Cette source est représentée par les argiles noires, très riches en matière organique.

Dans le gisement de gaz TFT, la roche mère, représentée par les argiles du silurien, qui a généré les hydrocarbures de l'ordovicien, Elle joue aussi le rôle de roche couverture dont l'épaisseur varie de 170m à 200m.

II.2.2. Description du réservoir:

Le gisement de Tin Fouye Tabankourt fait partie d'un anticlinorium complexe d'extension régionale, comportant des structures alignées le long d'accidents majeurs, Le réservoir est recoupé par des failles d'orientation diverses qui délimitent des compartiments d'orientation subméridienne, Les rejets des accidents majeurs sont importants, Ces failles sont généralement sub-verticales, de type normal et parfois inverse, Les formations rencontrées vont du PRECAMBRIEN au CRETACE avec le réservoir ORDOVICIEN, très fissuré et très hétérogène, dont la couverture est assurée par une couche argileuse d'environ 2000m de puissance [10].

Le gisement de gaz TFT est un gisement avec un gaz humide très riche en condensat,

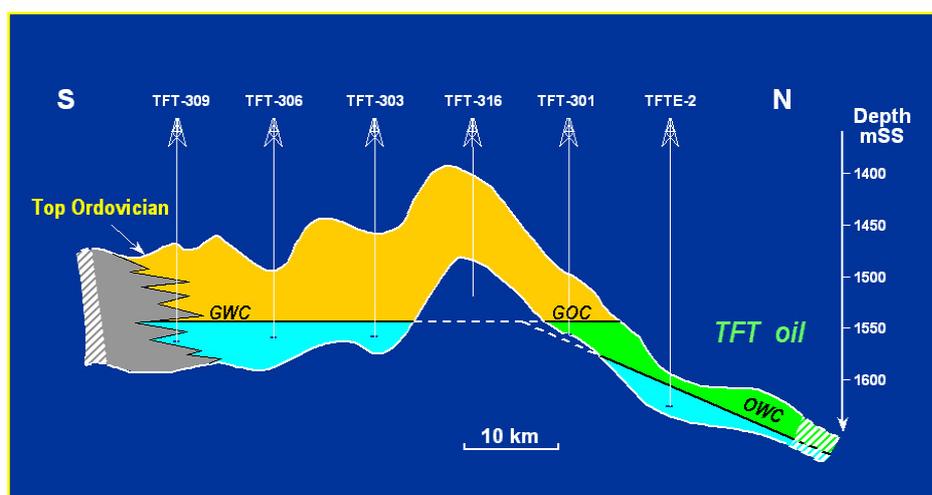


Figure 18 : Coupe de réservoir.

II.2.3. Historique de production:

La production a démarré au rythme de 5 millions de m³/j de gaz humide et devrait atteindre d'ici quelques semaines le débit nominal de 20 millions de m³/j, soit environ 7 milliards de m³ par an, Ce gaz humide est séparé en gaz sec, GPL et condensats dans l'usine d'extraction du champ, qui comprend deux trains de traitement identiques construits par Brown & Root avec la participation de plusieurs sociétés de service algériennes, Les condensats et les GPL sont ensuite transportés séparément jusqu'à la côte au rythme de respectivement 2800 T/jour et 2600 T/jour, Le gaz naturel sec est quant à lui expédié dans le réseau de transport SONATRACH.

Les figures suivantes montrent l'évolution de productions du champ GTFT ; en gaz sec, GPL et condensât

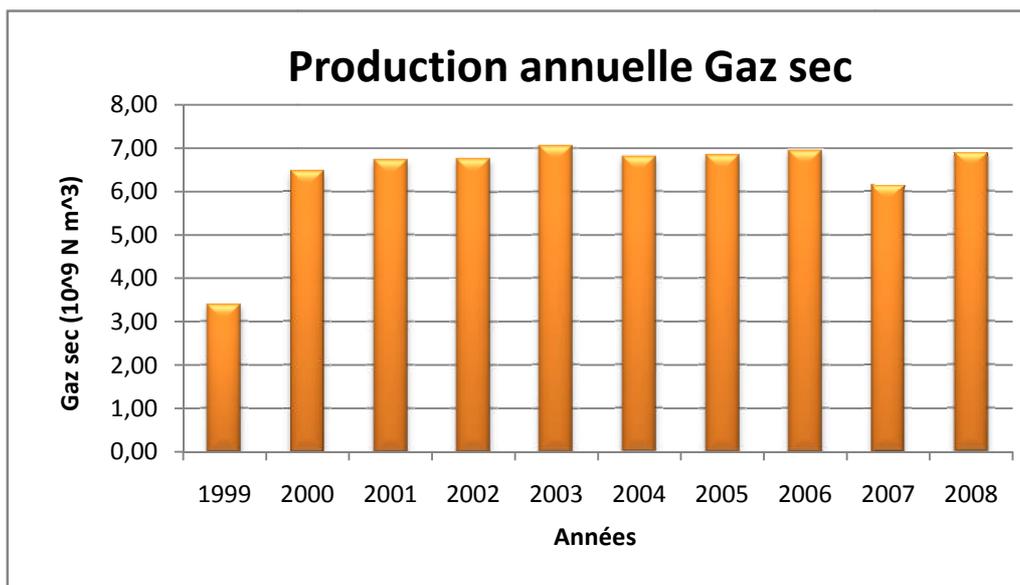


Figure 19 : La production de gaz sec du champ GTFT [11].

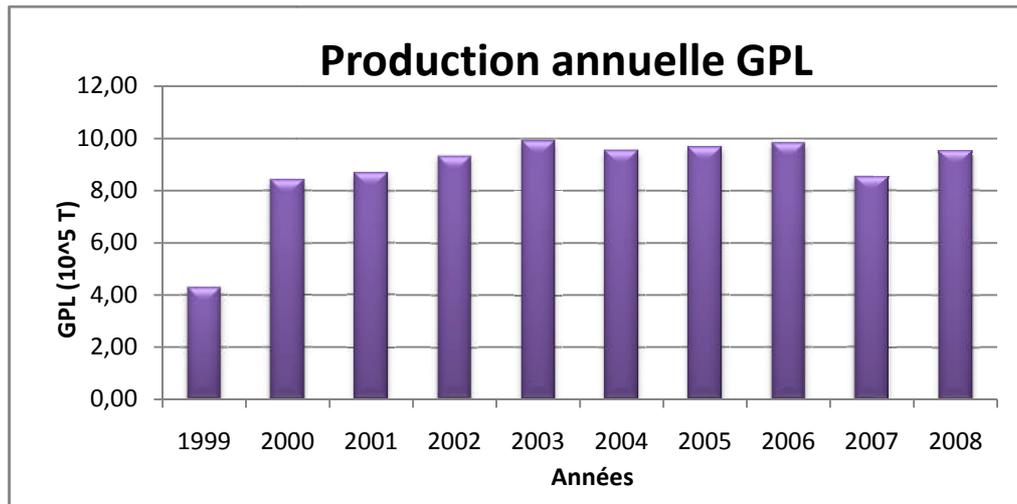


Figure 20: La production en G P L du champ GTFT [11].

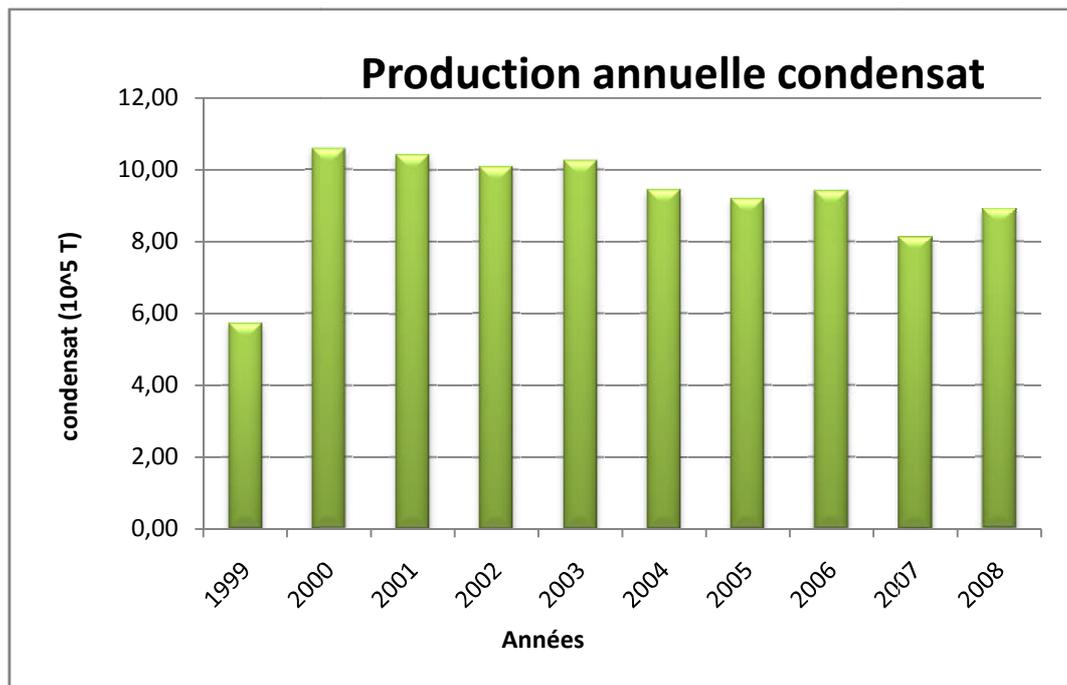


Figure 21 : La production en Condensat du champ GTFT [11].

Le groupement TFT produit actuellement environ 19,2 MNm³/J de gaz export (sec) du le gisement de TFT, au moyen de 80 puits (sur un total de 86 puits, dont certains sont temporairement suspendus ou abandonnés), Les fluides produits sont pris en charge dans le réseau de collecte du champ, connecté au moyen de manifolds vers six canalisations de

collecte principales (trunklines), la répartition des puits sur les collecteurs est donnée par tableau suivant :

Tableau 1 : la distribution des puits sur les trunklines [12].

Trunklines	Nombre de puits
Collecteur TL 1	14
Collecteur TL 2	16
Collecteur TL 3	12
Collecteur TL 4	15
Collecteur TL 6	11
Collecteur TL 7	17

Ces trunklines aboutissent au manifold d'entrée de l'installation de traitement de GTFT, et le flux de production subit une première séparation dans un slug-catcher (séparateur de phases), Il entre ensuite dans deux unités de traitement fonctionnant en parallèle, dans lesquelles le condensât (fractions C5+) et le GPL (fractions C3-C4) sont séparés du flux de gaz, Le gaz est déshydraté puis comprimé au moyen de compresseurs entraînés par des turbines à gaz, puis il est envoyé vers le réseau commercial dans le pipeline GR1, exploitée par SONATRACH, Le condensât stabilisé et le GPL subissent un stockage intermédiaire, respectivement dans deux cuves à condensât et trois sphères à GPL, d'où ils sont pompés dans des pipelines de SONATRACH (respectivement vers les installations de Mederba pour le condensât, et vers la conduite LR1 pour le GPL).

Plus le gisement mûrit, plus la pression du réservoir, et donc également la pression de production à l'entrée de l'installation, diminuent, réduisant ainsi graduellement le flux de production, Pour remédier à cette perte de pression, et ainsi permettre à l'installation de traitement de fonctionner dans des conditions de rendement optimales, GTFT prévoit de construire des installations de boosting (compression du gaz brut) à l'entrée de l'usine, Ces installations se composeront de deux lignes parallèles de compresseurs, entraînés par des turbines à gaz, qui maintiendront le flux de production dans la ligne de traitement, Le projet de Boosting a été prévu dès les phases initiales de conception des installations ; en conséquence, une aire technique a été prévue dans l'emprise actuelle des installations pour les nouvelles installations, Les modifications de procédé dans les installations de TFT

occasionnées par les nouvelles installations de Boosting, seront mineures et principalement liées au fonctionnement des turbines et des compresseurs de Boosting en amont des lignes de traitement.

Afin de maintenir le flux de production alors que la pression du réservoir chute, GTFT a également besoin de forer des puits supplémentaires sur le gisement de TFT, Le nombre total des puits sur le périmètre devrait passer de 80 actuellement à une centaine – bien que le nombre de puits futurs et leurs dates de forage seront évalués et finalisés sur une base annuelle (développement de la zone est du champ, appel d’offre de la sismique en cours), Les forages sur le champ de TFT ont été réalisés par ENAFOR dans la phase deux, la société de forage nationale algérienne, Ils sont réalisés au moyen d’un appareil de forage, opérant typiquement un à deux mois par point de forage, Sur le champ de TFT, les forages sont uniquement réalisés en utilisant des boues à base d’eau – ce qui permet de décharger les déblais de forage sur site dans une fosse, qui, une fois sèche, est remblayée sous la plateforme finale du puits, Les autres rejets environnementaux associés au forage sont principalement liés à la consommation de carburant des générateurs et des moteurs de la plateforme de forage, et au torchage d’hydrocarbures pendant les essais de puits, Ceci peut également arriver sur des puits existants lors de phases ultérieures de reconditionnement (workover) et de maintenance du puits.

Enfin, GTFT envisage de poursuivre l’exploration du périmètre de TFT, afin de découvrir d’éventuels prolongements du gisement non encore développés par les installations existantes, Les opérations d’exploration sismique seraient réalisées le long de lignes prédéfinies, sur lesquelles des vibrations sont générées en surface à l’aide de vibreurs montés sur des camions, Les vibrations envoyées dans le sol sont renvoyées par les formations géologiques en profondeur puis enregistrées à leur retour à la surface, Ceci permet une caractérisation de la structure et de la nature des formations en se basant sur l’interprétation des signaux enregistrés, Les campagnes d’acquisition sismique sont des opérations temporaires, d’une durée inférieure à un an (selon la surface couverte), En l’absence d’informations précises aujourd’hui disponibles sur les campagnes sismiques à venir, cette EIE se limite à fournir des informations génériques sur les opérations sismiques dans le désert du Sahara et sur leur impact environnemental [12].

Le personnel du groupement TFT et ses sous-traitants sont hébergés dans une base de vie principale, les équipes de forage résidant dans une base spécifique à l'ouest du périmètre.

Chapitre III :

Description du procédé du traitement du Gaz GTFT

Chapitre III. Description du procédé du traitement du Gaz GTFT

Puisque ce sont les qui constituent l'origine du gaz du champ TFT, et pour permettre son exploitation de manière efficace, l'emplacement de chaque puits est tel qu'il permet une production maximale à un cout réduit ; pour cela, plusieurs puits peuvent être reliés à un même manifold desservant une des conduites d'amenée, Cette disposition permet de récupérer le gaz de différentes zones et de l'expédié à une installation de la manière la moins couteuse et la plus souple [13].

A la sortie des puits, dans le cas d'un gaz associé ou à condensat, le gaz naturel se trouve en présence d'une phase liquide, Dans certaines circonstances, cette phase liquide peut être transportée en même temps que le gaz, en milieu bi phasique ,Néanmoins, elle est nécessairement séparée à un stade ultérieur, le gaz devant encore subir des opérations de traitement complémentaires avant d'être expédié, pour l'usine du GTFT (qui comporte deux trains de traitement identiques), on distingue :

- Section de refroidissement et séparation primaire,
- Section de déshydratation,
- Section de refroidissement et de détente,
- Section de fractionnement

Un schéma détaillé pour la circulation des fluides est présenté dans le PFD (voir annexe A.1).

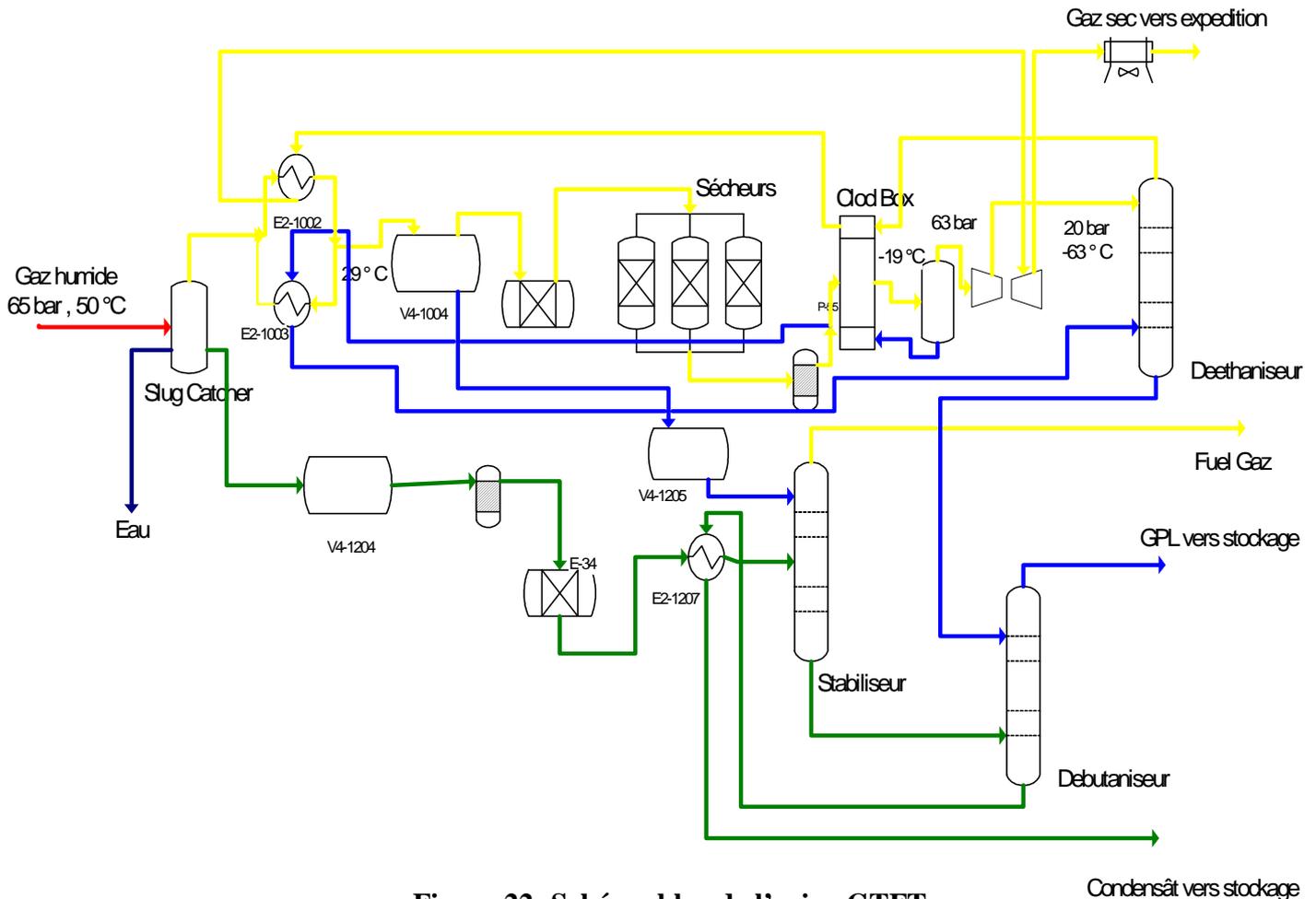


Figure 22: Schéma bloc de l'usine GTFT.

III.1.1. Section de refroidissement et séparation primaire :

Le réseau de gaz brut transporte le gaz saturé sortant du séparateur de condensat (Slug-catcher) vers les deux trains de traitement où il passe à travers des échangeurs E2-1002, E2-1003, le séparateur V4-1004, et filtres F2-1005 A/B destinés à séparer le condensat et l'eau du gaz.

L'objet du slug-catcher XV-0701 est de récupérer les bouchons de condensat et d'eau qui se forment dans les conduites et de séparer le gaz des liquides. Pour permettre aux deux courants d'alimentation de rentrer dans l'unité, l'un étant un courant léger de gaz saturé et l'autre un courant plus lourd de condensat, cette disposition assure une meilleure stabilité et efficacité de l'alimentation des zones de traitement de gaz et de condensat de l'unité. L'eau issue du slug-catcher est envoyée vers le ballon de dégazage de l'eau de process V4-1601 [13].

III.1.1.1. Refroidissement :

Le gaz brut est refroidi lorsqu'il passe du côté tube de l'échangeur de gaz brut /gaz résiduel E2-1002, Le gaz de sortie est maintenu à 23° C par TIC-1032 qui contrôle le courant froid du gaz résiduel (qui est du cold box) côté calandre de l'échangeur, Les hydrates se forment à 18,14°C, Ne pas régler la température du gaz de sortie à une valeur trop proche de cette température, une partie du courant du gaz brut passe du côté tube de l'échangeur de gaz brut/ liquide E2-1003 où il est refroidit par le courant liquide froid (alimentation issue du cold box) du côté calandre, La figure 23 illustre le comportement de l'enveloppe des phases à la sortie des échangeurs E2-1002/1003.

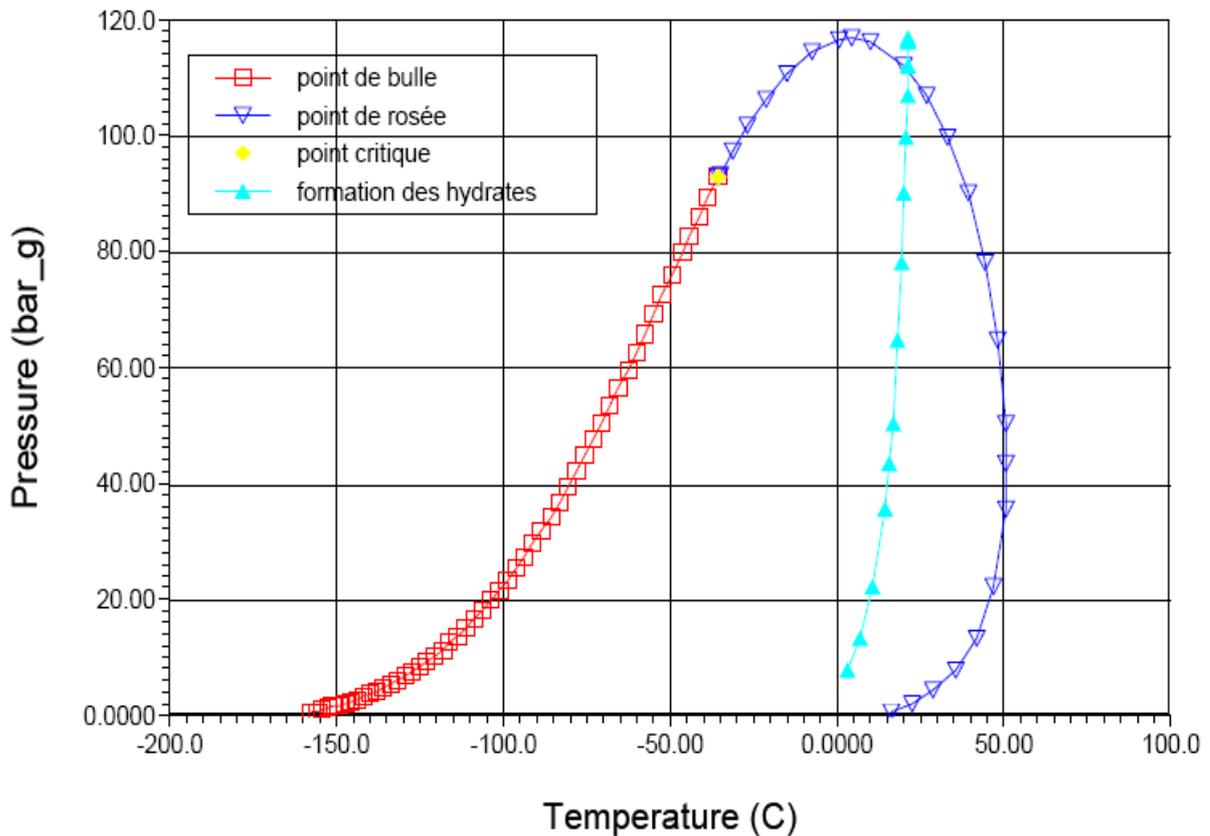


Figure 23 : L'enveloppe des phases sortie E2-1002/1003.

III.1.1.2. Séparation primaire :

Après le refroidissement du gaz dans le côté tube des échangeurs, il s'achemine vers le sommet du séparateur d'alimentation des sécheurs V4-1004, L'eau s'accumule au fond du séparateur puis drainé vers le ballon de dégazage eau du process, V4-1601, Le condensat récupéré après passage par des chicanes dans le séparateur et envoyé vers le séparateur primaire de condensat V4-1205, Le gaz brut passe à travers des filtres F2-1005AB en sortant du V4-1004 afin de récupérer les particules liquides entraînées, puis vers les sécheurs (T2 - 1101 ABC).

III.1.2. Section de déshydratation :

III.1.2.1. L'adsorption :

L'objet du système d'adsorption de gaz est d'éliminer l'eau présente dans le courant du gaz de process afin d'empêcher la formation d'hydrates dans la section froide du process, ainsi d'éviter la contamination du produit par l'eau, L'eau est adsorbée au niveau des tamis moléculaires dans chaque adsorbeur.

Le système de régénération permet d'éliminer l'eau des tamis moléculaire saturés à la suite de la phase d'adsorption, Ceci est réalisé en réchauffant par un courant de gaz sec à 246° C en le faisant passer dans les réchauffeurs de gaz de régénération E2-1104 /E2- 2104, le gaz passe du coté tubes des échangeurs pour être réchauffé par un fluide caloporteur qui passe du coté calandre, Le gaz sec réchauffé est ensuite envoyé en contre courant dans l'adsorbeur horizontal.

Au fur et à mesure que le lit de tamis moléculaire réchauffé, l'eau est vaporisée et évacuée de l'adsorbeur par le courant de gaz chaud.

III.1.2.2. La régénération :

Le système de régénération permet d'éliminer l'eau des tamis moléculaires saturés, Le gaz de régénération est soutiré du courant de gaz sec à la sortie des adsorbeurs, Le gaz est comprimé à 68 bars ; Pression suffisante pour faire passer le gaz de régénération à travers le circuit de régénération et le renvoyer à l'entrée, Après compression le gaz est réchauffé dans un échangeur afin d'obtenir la température requise pour vaporiser l'eau dans les tamis saturés.

Le gaz de régénération chaud s'écoule à contre-courant dans l'adsorbeur afin de réchauffer le lit d'adsorption du bas vers le haut, Une fois sortie de l'adsorbeur, le gaz est refroidi dans un autre échangeur et envoyé vers un séparateur qui élimine la plus grande partie

de l'eau présente dans le gaz, Le gaz est ensuite renvoyé au collecteur de gaz brut tandis que l'eau accumulée au fond du séparateur se dirige vers le ballon de dégazage d'eau de process.

III.1.3. Section de refroidissement et de détente :

III.1.3.1. Le refroidissement :

A cette étape du process, le condensât et l'eau ont été éliminés du courant de gaz et il faut réduire la température et la pression pour que les C³ et les gaz plus lourds puissent être séparés des C² et les gaz plus légers.

Le gaz chaud sec traverse deux échangeurs à plaques à ailettes en Aluminium dans lesquelles il est refroidi par un courant de gaz froid en provenance de déethaniseur et un courant de liquide froid en provenance du séparateur d'entrées de l'expandeur, Le gaz ainsi refroidi passe ensuite dans le séparateur d'entrée de l'expandeur dans lequel le liquide condensé est séparé du gaz.

III.1.3.2. La détente :

Le turbo-expandeur permet d'utiliser l'énergie du gaz par détente, réduisant ainsi la pression et la température en vue de faciliter la séparation des hydrocarbures légers, L'énergie provenant de la détente de gaz sur les lames de l'expandeur est ensuite utilisé pour entraîner le compresseur qui augmente la pression des fractions légères dans une phase du procédé d'expédition.

Le gaz froid sec en provenance de E4-1301/1302 entre dans le séparateur d'entrée de l'expandeur V3-1303 où les hydrocarbures liquides s'accumulent et sont évacués sous contrôle de niveau pour former un courant de liquide froid vers E4-1302, Le gaz traverse un tamis anti-entraînement au sommet du séparateur et à l'entrée du turbo-expandeur C8-1304, ou le by-pass de l'expandeur, La vanne PV -1338-A est une vanne de détente Joule -Thomson située sur la ligne de by-pass qui permet l'expansion du gaz lorsque l'expandeur est arrêté.

Pour l'enveloppe des phases (à la sortie de l'expander C8-1304), la courbe de rosée est déplacée , grâce au détente isentropique, en réduisant la zone du mélange liquide-vapeur ,ce qui est traduit par une récupération d'une phase liquide plus importante,(figure 24)

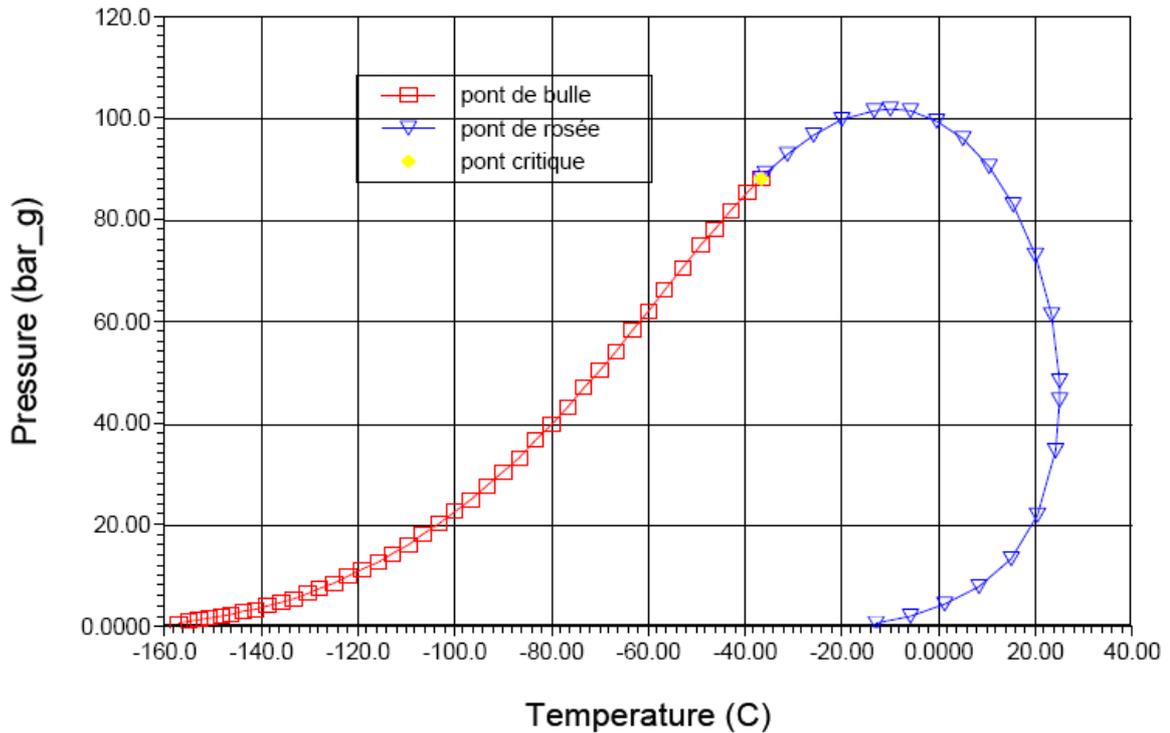


Figure 24 : L'enveloppe des phases sortie expander C8-1304.

Le compresseur C8-1304 est relié à l'expandeur et entraîné par l'énergie libérée par la détente du gaz sur les lames de l'expandeur est utilisé pour comprimé les fractions légères avant l'expédition, L'expandeur / compresseur construit par Mafi-Trench est un ensemble sur Skid muni de dispositif de contrôle et d'un système d'huile de lubrification et d'étanchéité.

III.1.4. Section de fractionnement :

Elle comporte également trois colonnes de fractionnement, le déethaniseur, la colonne de stabilisation, et le débutaniseur.

III.1.4.1. Le déethaniseur :

Le déethaniseur T6-1401 est une colonne conçue pour séparer l'éthane et les fractions gazeuse plus légères du propane et des fractions plus lourdes,

Le déethaniseur est la première colonne dans la section du process froid, C'est à ce point du process que les hydrocarbures légers tels que l'éthane et le méthane sont séparés du propane et des hydrocarbures plus lourds, La colonne est équipée de plateaux et de garnitures pour assurer une séparation maximale permettant aux hydrocarbures lourds de descendre pour s'accumuler au fond de la colonne tandis que les hydrocarbures légers sont vaporisés et

barbotent dans le liquide vers le sommet, La garniture et le Tamis anti-entraînement au sommet de la colonne extraient les gouttelettes de liquide de la vapeur et contribuent à empêcher l'entraînement de liquide plus lourds par la vapeur, Le liquide accumulé sur le plateau inférieur s'écoule vers le rebouilleur qui produit de la vapeur chaude :Celle-ci est renvoyée à la colonne pour séparation, Le propane et les produits lourds sont soutirés du fond de la colonne par l'intermédiaire d'une vanne de contrôle de niveau.

III.1.4.2. Le stabilisateur :

Pendant la séparation du courant d'alimentation liquide, Les hydrocarbures légers se vaporisent par détente et le courant d'alimentation devient biphasique, Ce courant est stabilisé en le faisant passer dans la colonne de stabilisation dont laquelle les fractions légères sont extraites sous forme de vapeur, et les C^{3+} restent en phase liquide, Le courant liquide monophasique résultant est donc plus stable et plus facile à contrôler en vue de son épuration ultérieure.

Le liquide d'entrée est réchauffé dans l'échangeur d'alimentation de la colonne de stabilisation E2-1207 avant d'entrer dans la colonne de stabilisation T4-1202, Le courant d'alimentation réchauffé entre au sommet de la section inférieure tandis qu'un courant d'alimentation plus froid en provenance du séparateur primaire sur condensât produits V4-1205 entre au sommet de la section supérieure, Le rebouilleur E2-1203 fournit la chaleur nécessaire pour entraîner les gaz légers au sommet de la colonne d'où ils sont envoyés au réseau de gaz combustible sous contrôle de pression de la colonne, Le liquide qui s'accumule au fond de la colonne forme l'alimentation du Splitter dont le débit est contrôlé par contrôle de niveau du fond de la colonne.

III.1.4.3. Le débutaniseur :

Le débutaniseur T6-1501, est une colonne conçue pour séparer le propane et les fractions légères du butane des fractions plus lourdes, Il constitue la dernière étape du procédé de production de GPL pur où il reçoit deux alimentations, l'une froide provenant du fond du déethaniseur et l'autre chaude provenant du fond du stabilisateur.

Les utilités : air instruments, eau industrielle, azote et une section fuel gaz.

III.2. Description de la section Boosting

Etant donné que la pression du gisement diminue, Le rôle principal du Boosting c'est d'augmenter la pression du gaz venant du slug catcher (séparateur primaire) à l'aide d'un compresseur, pour revenir aux conditions de fonctionnement normal des trains, Un schéma bloc et une partie concerne la compression sont représentés ci-dessous [14] (voir annexe A,2);

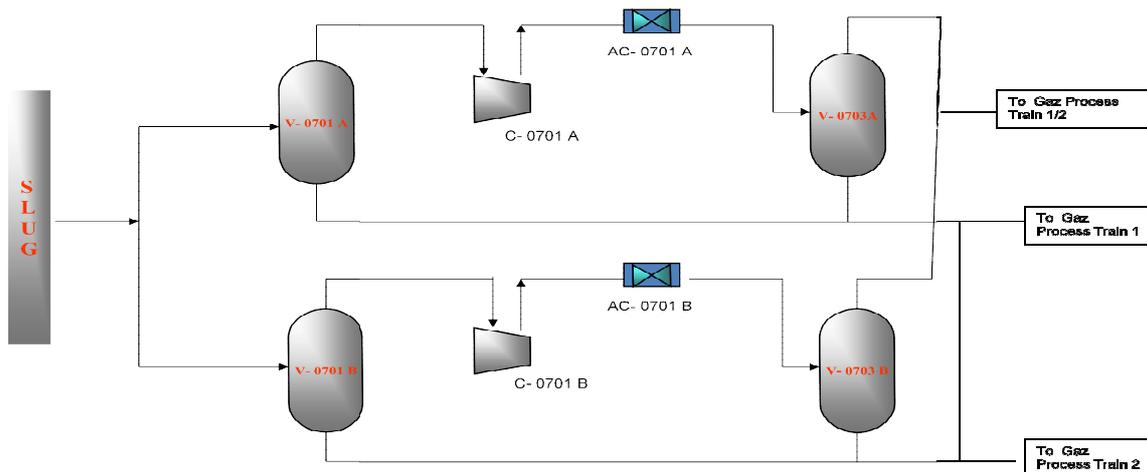


Figure 25 : Schéma bloc de la section Boosting.

III.2.1. Rappel thermodynamique sur la compression

Le rôle d'un compresseur est d'augmenter l'énergie de pression d'un gaz (comme pour une pompe pour un liquide) ; l'énergie consommée est d'autant plus élevée que le rendement du compresseur est faible.

Pour le compresseur, le rendement isentropique ne permet pas de déterminer l'accroissement de température de refoulement du aux imperfections, il est nécessaire d'utiliser une autre référence que l'on appelle rendement polytropique.

$$\eta = W_p / W_i \quad (\text{III.1})$$

Avec : W_p : travail polytropique du compresseur ;

W_i : travail indiqué en bout d'arbre.

III.2.1.1. Détermination de la température polytropique en fin de compression

Chapitre III. Description du procédé du traitement du Gaz GTFT

Au lieu de l'exposant isentropique K , on utilise un exposant n plus grand appelé exposant polytropique.

$$\frac{(n-1)}{n} = \frac{(k-1)}{(k \cdot \eta_p)} \quad (\text{III.2})$$

$$\text{Soit : } T_p = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{K'} \quad (\text{III.3})$$

$$\text{Avec : } K' = \frac{(n-1)}{n}$$

$$W_p = \frac{(K \cdot \eta_p)}{(K-1)} * \frac{(R \cdot T_1)}{M} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)(K \cdot \eta_p)} - 1 \right] \quad (\text{III.4})$$

Cependant, il y a quelques considérations à prendre en compte pour le bon fonctionnement du compresseur afin d'éviter d'endommager le compresseur, c'est la raison pour laquelle, on fait appel aux courbes de performance pour déterminer les conditions critiques (vitesse critique, zone de pompage ...), la plus commode de ces courbes est illustrée dans la figure suivante [8] ;

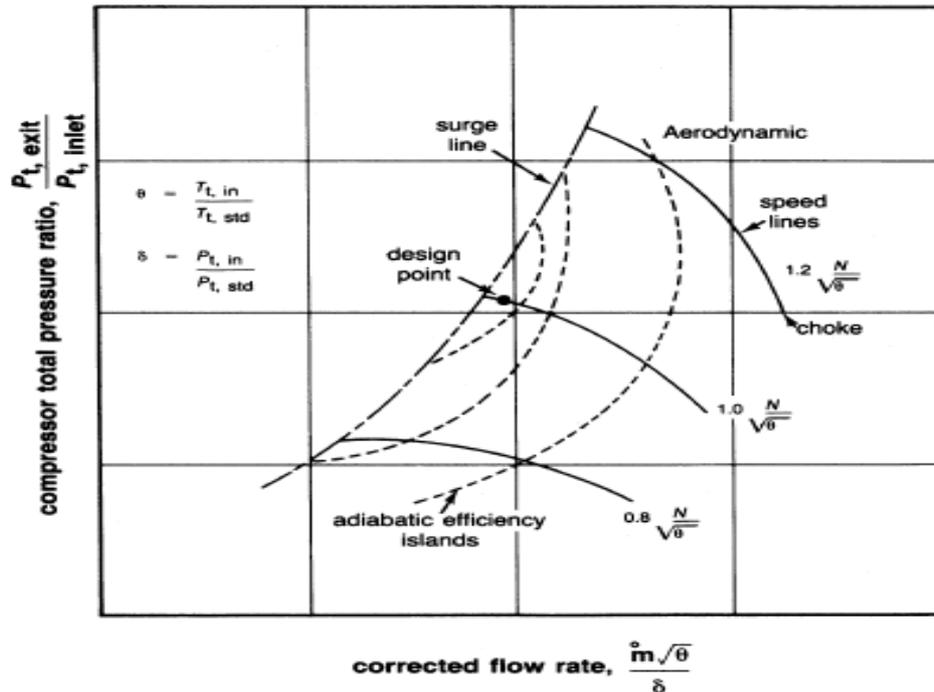


Figure 26: Courbe de performance typique pour un compresseur.

La nouvelle section Boosting installée au niveau du GTFT comporte les équipements suivants :

- Un ballon d'aspiration V-701 ;
- Un compresseur C-701 ;
- Aéroréfrigérant AC-701 ;
- Ballon de refoulement V-703 ;
- Une vanne Joule-Thomson.

Le gaz issu du slug catcher est envoyé au V-701 où l'eau et les hydrocarbures sont récupérés du gaz, le compresseur centrifuge C-701 est conçu pour refouler à 80 (bar_g); sous les conditions d'aspiration suivantes (pression minimale : 35(bar_g) ; pression maximale : 52 (bar_g) , le refroidissement du gaz comprimé est assuré par l'aéroréfrigérant AC-701 jusqu'à 50 °C ; le liquide formé au cours de refroidissement est récupéré dans le séparateur V-703, et la pression du gaz à l'entrée des trains est maintenue à 66 (bar_g) par la nouvelle vanne Joule-Thomson, et cela pour un fonctionnement normal de l'usine [14],

Chapitre IV:

Simulation

IV.1. Présentation des simulateurs PRO II et HYSYS

IV.1.1. Définitions

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

IV.1.2. Modèle thermodynamique?

Le modèle thermodynamique est composé par une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système en évolution (opération unitaire : séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ...etc.),ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantités de mouvement,ces équations peuvent être algébrique ou différentielles.

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil les logiciels de simulation.

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

- ✓ Etablir les bilans de matière et d'énergie ;
- ✓ Dimensionner les équipements de ce procédé ;

Ou bien dans le suivi des procédés déjà existants afin de :

- ✓ Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation ou les conditions de fonctionnement d'un certain équipement ;
- ✓ Déterminer les performances des équipements.

La structure générale du simulateur est la suivante :

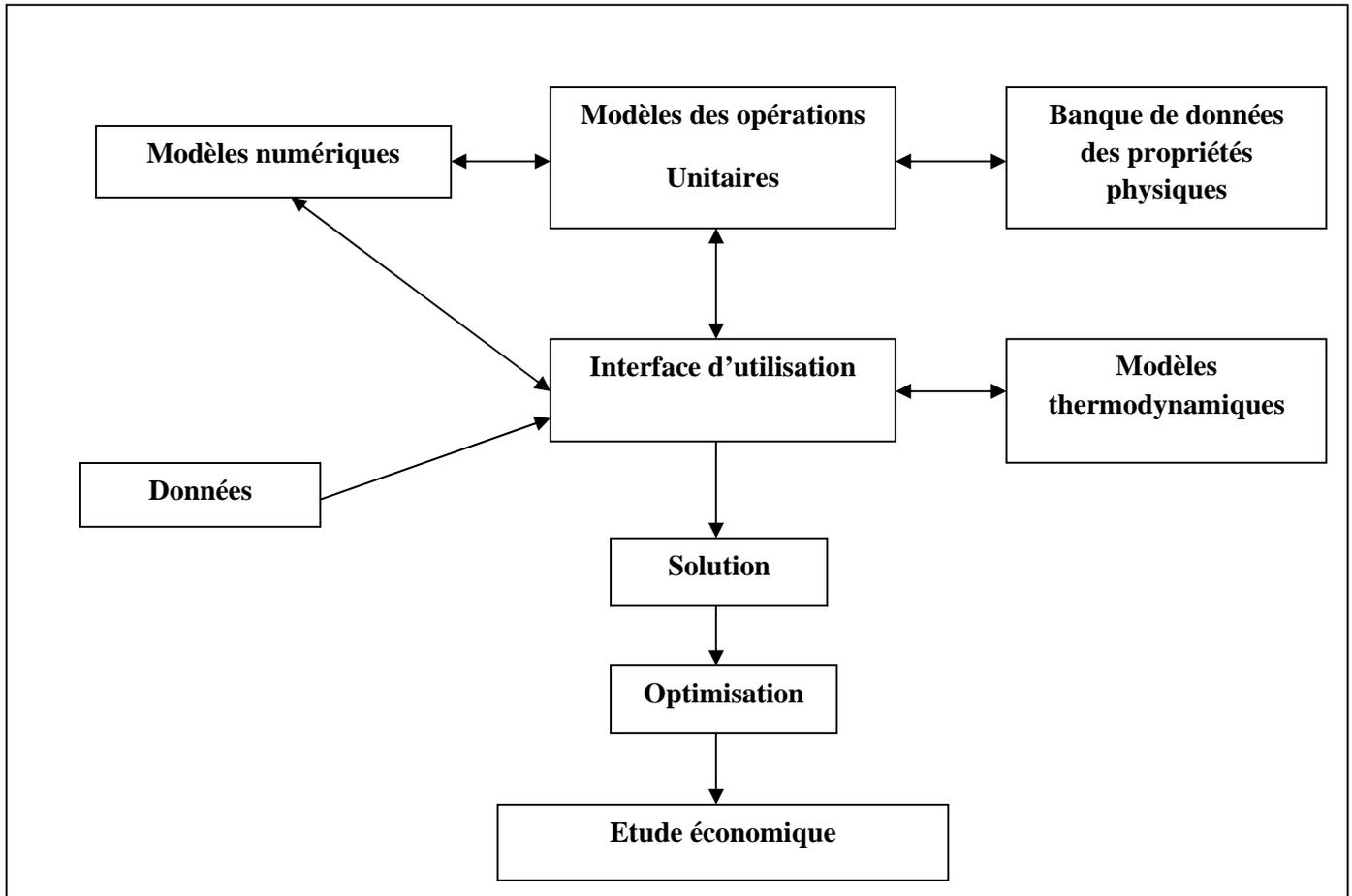


Figure 27 : Structure générale d'un simulateur.

Les simulateurs existants tels que Aspen Plus, ChemCAD, HYSYS, PRO II sont les plus vendus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum [15].

Cela dit, les simulateurs HYSYS et PROII sont les plus performants simulateurs utilisés dans l'industrie pétrolière.

IV.1.3. Les simulateurs HYSYS et PRO II :

L'utilisation des simulateurs HYSYS et PROII se fait de la façon suivante :

- ✓ L'utilisateur doit spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange ;
- ✓ Il choisit un modèle thermodynamique ;
- ✓ Il doit établir le schéma du procédé (PFD) ;

Chapitre IV : Simulation

- ✓ Il doit aussi spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire ;
- ✓ Le simulateur résout le schéma de procédé ;
- ✓ Le simulateur peut aussi dimensionner quelques équipements.

Et pour la réalisation de celle-ci, HYSYS et PRO II contiennent :

- ✓ Une bibliothèque de modèle de calcul des propriétés physiques et thermodynamique des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs ;
- ✓ Une bibliothèque de module standard de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentés dans un procédé de fabrication ;
- ✓ Une bibliothèque de modules de méthodes numériques algébriques ;
- ✓ Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics.

Étant donné que PRO II (Simulation Sciences Inc.) et HYSYS (Hyprotech) ne sont pas délivrés par le même fournisseur ; il est important de citer la légère différence dans les bibliothèques des propriétés physiques des corps purs, ainsi que les corrélations utilisées pour le calcul des propriétés critiques des constituants purs.

A titre indicatif, le tableau 2 représente une comparaison entre les deux bibliothèques pour quelques constituants purs :

Tableau 2 : comparaison des propriétés physiques de PRO II et HYSYS [16].

	Poids moléculaire (kg/mol)		Masse volumique (kg/m ³)		T ébullition (°C)	
	PRO II	HYSYS	PRO II	HYSYS	PRO II	HYSYS
H2O	18,02	18,02	997,46	997,99	100	100
N2	28,01	28,01	807,96	806,37	-195,81	-195,8
CO2	44,01	44,01	816,43	825,34	-78,48	-78,55
C1	16,04	16,04	299,7	299,39	-161,49	-161,52
C2	30,07	30,07	355,04	355,68	-88,6	-88,6
C3	44,1	44,1	505,79	506,68	-42,04	-42,1
nC4	58,12	58,12	584,34	583,22	-0,5	-0,5

Chapitre IV : Simulation

Le tableau ci-dessous, illustre les propriétés critiques (température et pression critiques); ainsi que le facteur acentrique ω ; calculés à partir des données (poids moléculaire et masse volumique dans cet exemple) :

Tableau 3 : Comparaison des propriétés critiques dans HYSYS et PRO II [16].

	Tc (°C)		Pc (bar)		Facteur acentrique	
	PRO II	HYSYS	PRO II	HYSYS	PRO II	HYSYS
H2O	373,98	374,15	220,55	221,2	0,3449	0,344
N2	-146,95	-146,96	34	33,94	0,0377	0,04
CO2	31,06	30,95	73,83	73,7	0,2236	0,2389
C1	-82,59	-82,45	45,99	46,41	0,0115	0,0115
C2	32,17	32,28	48,72	48,84	0,0995	0,0986
C3	96,68	96,75	42,48	42,57	0,1523	0,1524
nC4	151,97	152,05	37,96	37,97	0,2002	0,201

L'utilisateur peut fonctionner le simulateur en mode stationnaire (steady state) ou en mode dynamique (dynamic).

Les simulateurs ont été conçus pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparateurs bi et triphasiques simples jusqu'à la distillation et la transformation chimique.

A titre d'exemple, l'interface du simulateur HYSYS pour la production du propylène glycol est la suivante :

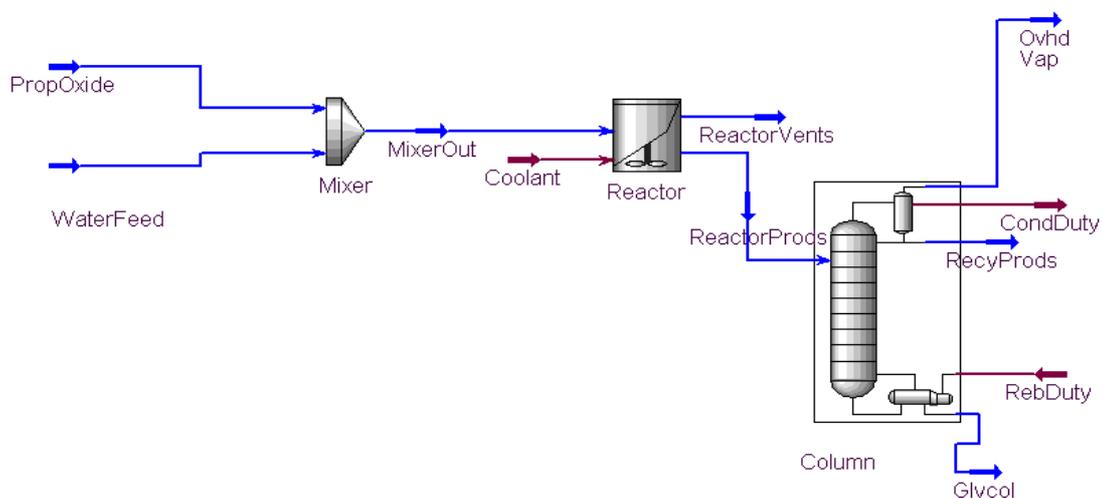


Figure 28 : L'interface du simulateur HYSYS.

IV.2. Choix du modèle thermodynamique

Pour décrire le comportement des fluides réels durant une chaîne de transformations ; nous faisons appel soit au facteur de compressibilité, soit aux équations d'états [17].

IV.2.1. Utilisation du facteur de compressibilité

Les différences de comportement entre un fluide réel et un gaz parfait peuvent être mises en évidence en suivant l'évolution du rapport du volume du fluide réel V à celui du gaz parfait V_{gp} en fonction des conditions de pression et de température dans lesquelles se trouve le fluide .

Ce rapport noté Z est appelé facteur de compressibilité.

$$Z = \frac{V}{V_{gp}} \quad (\text{IV.1})$$

V Volume molaire du fluide réel

V_{gp} Volume molaire du gaz parfait

On sait que le volume d'un gaz parfait est donné par la relation :

$$V_{gp} = \frac{RT}{P} \quad (\text{IV.2})$$

En conséquence :

$$Z = \frac{PV}{RT}$$

Soit :

$$PV = ZRT$$

Cette loi peut être qualifiée de loi des gaz réels ,le facteur de compressibilité apparaissant comme coefficient de correction à la loi des gaz parfaits ,quand le facteur de compressibilité prend la valeur 1 son comportement est identique à celui du gaz parfait et cela intervient quand le fluide est un gaz à très basse pression[17].

IV.2.2. Utilisation des équations d'état :

Une autre voie permettant de résoudre le même type de problème tout en étant plus adaptée aux calculs numériques sur ordinateur s'est beaucoup développée, il s'agit de l'utilisation des équations d'état.

IV.2.2.1. Équation de Van der Waals (1872) :

Les équations d'état ont pour objet de représenter le comportement des fluides réels à l'aide d'une expression mathématique $f(P, V, T) = 0$.

La plus ancienne est celle de Van der Waals (1872) qui modifie la loi des gaz parfaits en y introduisant deux termes correctifs :

-la pression du gaz parfait est réduite pour tenir compte des forces de cohésion intermoléculaires existant dans les gaz réels, celles-ci freinent les molécules qui créent en conséquence une pression plus faible, le facteur correctif correspondant appelé pression de cohésion est pris égal à a/V^2 , a étant une constante dépendant de la nature du gaz et V étant le volume du gaz [1].

$$P_{\text{gaz réel}} = P_{\text{gaz parfait}} - a/V^2 \quad (\text{IV.3})$$

$$\text{Ou : } P = P_{gp} - a/V^2 \quad (\text{IV.4})$$

-le volume du gaz parfait est augmenté d'un facteur b qui tient du volume propre des molécules du gaz réel dépend de la nature du gaz et est appelé covolume.

$$V_{\text{gaz réel}} = V_{\text{gaz parfait}} + b \quad (\text{IV.5})$$

L'équation d'état des gaz parfaits écrite pour une mole de gaz

$$P_{gp} V_{gp} = RT$$

Devient en conséquence

$$\left[P + \frac{a}{V^2} \right] (V - b) = RT \quad \text{Équation d'état de Van der Waals}$$

IV.2.2.2. Équation de Redlich-Kwong(1949)

A partir de la fin du 19^{ème} siècle et jusqu'à l'époque actuelle de nombreuses équations d'état sont apparues pour mieux représenter le comportement des fluides réels : Clausius (1880), Berthelot(1900), Benedict-Webb-Rubins (1940), Redlich-Kwong ,etc, cette dernière, l'équation d'état de Redlich-Kwong est apparue en 1949 et possède une forme assez voisine de celle de l'équation de Van der Waals[1].

Équation d'état de Redlich-Kwong :
$$\left[P + \frac{a}{\sqrt{T}V(V+b)} \right] (V - b) = RT$$

Cette équation empirique a connu depuis son origine, plusieurs centaines de modifications qui visent à la rendre plus performante, les formes les plus récentes (Soave Redlich Kwong, peng Robinson) sont très utilisées dans tous les programmes de calcul des propriétés thermodynamiques des fluides.

Dans le cas d'un corps pur, les paramètres a et b peuvent être à partir de ses conditions critiques T_c et P_c .

$$b = 0.0867 \frac{RT_c}{P_c} \quad a = 0.4278 \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P_c}$$

a et b étant déterminés, l'équation d'état permet également de calculer $Z_c = \frac{P_c V_c}{P_c}$ le facteur de compressibilité critique, la valeur obtenue $Z_c = 1/3$ est trop élevée par rapport à celles fournies par l'expérience qui sont comprises le plus souvent entre 0,27 et 0,29, ce décalage montre que le comportement des fluides réels est assez mal représenté par cette équation d'état au voisinage du point critique.

L'utilisation de l'équation d'état est rendue plus agréable en procédant à des changements de variables.

En introduisant le facteur de compressibilité $Z = \frac{PV}{RT}$ l'équation d'état de Redlich Kwong est transformée en une équation du troisième degré en Z que l'on présente souvent de la manière suivante[1].

$$Z = \frac{Z}{Z-BP} - \frac{A^2}{B} * \frac{BP}{Z+BP} \quad (IV.6)$$

Dans cette équation A et B sont des constantes qui dépendent de la nature du corps et des conditions opératoires.

$$B = \frac{b}{RT} = \frac{0.0867}{T_R P_c}$$

$$A = \left[\frac{a}{R^2 T^{2.5}} \right]^2 = \frac{0.6542}{T_R^{1.25} P_c^{0.5}}$$

IV.2.2.3. Équation de Peng-Robinson (1976)

Cette équation diffère de l'équation de Redlich-Kwong par l'introduction d'une fonction $a(T)$ qui dépend du facteur acentrique.

Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de Soave (1972), notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres [1]:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (\text{IV.7})$$

Les termes $a(T)$ et b sont définis par les relations suivantes :

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_C^2}{P_C} \alpha(T_R)$$
$$\alpha(T_R) = [1 + m(1 - \sqrt{T_R})]^2$$
$$m = 0.37464 + 1.5226\omega - 0.26992\omega^2$$
$$b = 0.0778 \frac{RT_C}{P_C}$$

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz naturel [1] .

IV.2.3. Etendue d'utilisation des équations d'état

L'intérêt des équations d'état ne réside pas uniquement dans leurs capacité à fournir les propriétés de volume des fluides, Elles constituent en fait un outil de base à partir duquel on peut déterminer :

- les volumes ou les masses volumiques des phases vapeur et liquide, la représentation correcte du volume de la phase liquide est un des progrès apporté par les nouvelles équations type SRK ou PR.
- les tensions de vapeur
- les équilibres liquide - vapeur par l'intermédiaire des coefficients de fugacité
- l'enthalpie des fluides réels à partir des l'enthalpie du même fluide considéré comme gaz parfait

-l'entropie par la même approche

Il n'existe pas actuellement une équation d'état capable de donner des résultats excellents pour toutes ces propriétés et pour tous les fluides ,une bonne précision peut toutefois être espéré quand on se trouve dans le domaine de meilleure validité d'une équation proposée [3].

IV.2.4. Recommandations des modèles

L'utilisateur peut choisir, selon la composition du mélange et les conditions de température et de pression, entre une équation d'état (PR, SRK, Lee Kesler ...), un modèle d'activité (NRTL, UNIQUAC, Van Laar, Wilson....), un modèle de Chao-Seeder Ou un modèle de pression de vapeur, dans le tableau suivant quelques modèles sont présentés pour l'utilisation d'un tel modèle [15].

Tableau 4 : Les modèles recommandés dans un simulateur [15].

Type de système	Modèle recommandé
Distillation atmosphérique (Topping)	PR
Déshydratation TEG	PR
Eau dure	PR, Sour PR
Cryogénie et traitement des gaz	PR, PRSV
Séparation de l'air	PR, PRSV
Colonnes sous vide	PR, PR Option, GS (<10 mmHg)
Système à H ₂ élevé	PR, ZJ ou GS
Système réservoir	PR, PR Options
Vapeur d'eau	Stream package, CS ou GS
Systèmes chimiques	Modèles d'activité, PRSV
Inhibition d'hydrate	PR
Alkylation à HF	PRSV, NRTL
Déshydratations au TEG avec aromatiques	PR, Amine
Systèmes HC ou la solubilité de l'eau est importante	Kabadi Danner

IV.2.5. Choix d'un modèle thermodynamique

Les modèles thermodynamiques ont fait l'objet de nombreux travaux en vue d'accroître leurs précisions et d'étendre leurs domaines d'utilisation.

Le choix d'un modèle thermodynamique est délicat car il doit aboutir à une méthode relativement validée dans les conditions du procédé (conditions opératoires, nature des fluides étudiés...).

La figure ci-après constitue une première approche de base pour le choix du modèle thermodynamique, qui doit être complétée et nourrie par l'expérience industrielle propre à chaque projet [17].

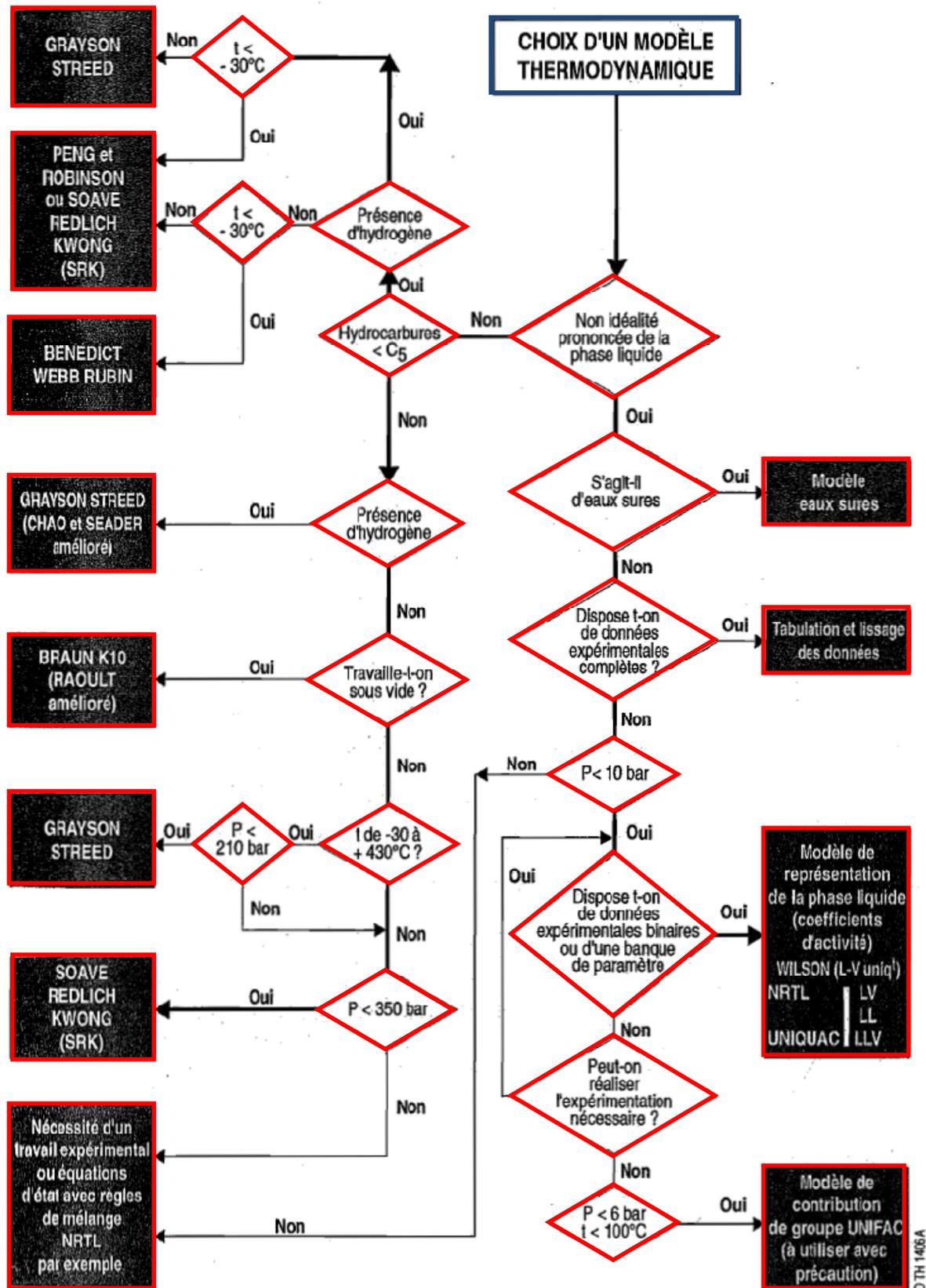


Figure 29: Le choix du modèle thermodynamique [17].

Chapitre IV : Simulation

Noter que les modèles thermodynamiques les plus utilisés dans le domaine de traitement de gaz naturel sont Soave Redlich Kwong (SRK) et l'équation de Peng Robinson (PR), parce que le domaine d'application de ces équations d'état (en terme de pression et de température), est compatible avec le cas de l'usine GTFT (pression entrée trains $P=65$ (barg), température au niveau du séparateur primaire slug catcher $T=44$ °C).

Le tableau suivant montre le domaine d'application des deux équations d'état :

Tableau 5: Le domaine d'application de PR et SRK [15].

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

IV.3. La simulation d'un train de traitement de gaz GTFT:

La procédure suivie pour la simulation, consiste à faire en première étape une simulation comparative du procédé de traitement par les deux simulateurs PRO II et HYSYS (le reste de simulation est fait par HYSYS).

Ensuite, nous basculons vers la simulation d'un cas réel qui correspond à une journée de fonctionnement choisie arbitrairement.

Une fois la simulation du cas réel est validée, et en intégrant la nouvelle section de Boosting, nous vérifions les modifications qui résultent de cette intégration.

IV.3.1. Le cas design

L'usine du GTFT a été conçue pour avoir une expédition de 18000 KNm³/j en gaz sec, les spécifications sur les produits sont les suivantes :

Gaz sec :

Humidité	: 50 ppmv max
Température	: 60 °C
Pression	: 71 barg max dans le pipeline

GPL:

C2 ⁻	: 3,0 mol% max
C5 ⁺	: 0,4mol % max
Récupération GPL	: >75,1 mol %

Condensat :

TVR	: 10 pisa max
Récupération C5 ⁺	: > 98,07 mol %
Pression	: 31 barg max dans le pipeline

Chapitre IV : Simulation

Une comparaison entre la simulation par HYSYS et les résultats obtenus par PRO II (simulation faite par KBR, bureau d'engineering américaine) ; va nous permettre de caller notre simulation avec le design ; et cela en se mettant dans les mêmes conditions opératoires du design (pression, température, débit et composition), ainsi que le même modèle thermodynamique utilisé par KBR pour la simulation : Soave Redlich Kwong (SRK), (voir tableau 5), Les tableaux suivants montrent les produits finis en termes de quantité et de qualité (modèle thermodynamique: SRK)

Tableau 6 : Comparaison des quantités produites (cas design).

Quantités produites	HYSYS	PRO II	Erreur relative %
Gaz sec (KNm³/j)	8956	8968	0,13
GPL(T/j)	1277	1279	0,15
Condensat(T/j)	1424	1411	0,92

Tableau 7 : Spécifications des produits pour le cas design,

Spécifications	HYSYS	PRO II
Humidité % mol (gaz sec)	2,85E-005	3,07 E -003
C2⁻ % mol (GPL)	2,57	2,53
C5⁺% mol (GPL)	0,26	0,33
Taux de récupération GPL % mol	75,66	75 ,75
TVR (condensat) psia	8,69	8,34

Nous remarquons que les produits sont on spécifications ($\% C2^- GPL < 3$, $\% C5^+ GPL < 0,4$ et TVR du condensat < 10 psia), et l'erreur relative sur les quantités des trois produits est inférieur à 1 % .

La différence que donne le simulateur HYSYS par rapport au PRO II est expliquée par :

la différence entre les bases de données (propriétés physiques et chimiques des corps purs), pour les deux simulateurs (un exemple sur les propriétés physiques de quelques corps purs est illustré dans les tableaux 2 et 3).

IV.3.2. Le cas actuel

Dans le but de valider la simulation avec la marche actuelle de l'usine, cette simulation est envisagée en comparant les résultats des quantités produites avec le bilan journalier du 26 février 2009 (voir annexe A,3); les paramètres opératoires sont retenus des prélèvements des opérateurs pour la journée concernée.

Noter que le modèle thermodynamique utilisé pour le reste de la simulation est Peng Robinson (PR), puisque le domaine d'application de cette équation est bien adéquat avec le cas du train de traitement GTFT (voir tableau 5); en plus, les améliorations apportées par Hyprotech à cette équation d'état lui permettent d'être très fiable pour une variété de système sur un large domaine de conditions, elle résout rigoureusement tous les systèmes composés d'une seule phase, biphasique ou triphasique avec haut degré d'efficacité et de précision.

Ci-dessous les paramètres de marche du train 1, ainsi que les quantités produites en gaz sec, GPL et Condensat issus de la simulation comparés avec la marche usine.

Tableau 8 : Les paramètres de marche usine (cas actuel).

Paramètres de marche	Cas simulation	Marche usine	Erreur relative %
Température °C sortie E2-1002/1003 Coté tubes	23,18	23 ,29	0,47
Température °C sortie E4-1301/1302	-19,00	-18,75	1,33
Température °C sortie Expandeur	-63,18	-62,75	0,68
Pression (bar_g) sortie Expandeur	19,52	19,30	1,13
Température (°C) fond Déethaniseur	84,74	83,25	1,78
Température (°C) fond Debutaniseur	203,00	202,00	0,49
Température (°C) fond Stabilisateur	161,64	160,25	0,86

Tableau 9 : Les quantités produites pour le cas actuel.

Quantités produites	Cas simulation	Marche usine	Erreur relative %
Gaz sec (KNm3/j)	19041	19041	0,00
GPL(T/j)	2724	2724	0,00
Condensat(T/j)	2498	2447	2,08

Tableau 10 : Les spécifications des produits (cas actuel).

Spécifications	Cas simulation	Marche usine
Humidité (gaz sec) ppm	4,33	6,00
C2⁻ (% mol) GPL	1,25	1,87
C5⁺ (% mol) GPL	0,19	0,14
Taux de récupération GPL (% mol)	76,87	76,39
Taux de récupération C5⁺ (% mol)	98,26	98,55
TVR (condensat) psia	8,69	8,30

La simulation est appelée avec la marche usine pour les paramètres opératoires, les spécifications des produits sont toujours respectées (% C2⁻ GPL < 3, % C5⁺ GPL < 0,4 et TVR du condensat < 10 psia), et l'erreur relative pour les quantités produites en gaz sec et en GPL est inférieure à 1%, tandis que l'erreur relative pour la quantité du condensat est de l'ordre de 2,08%, cette différence acceptable en quantités serait due éventuellement aux pertes.

IV.3.3. La baisse de pression (sans Boosting):

Sachant que le gisement va connaître une déplétion (à raison de 5 à 6 barg par an à partir de 2010) ; et si le projet de Boosting est repoussé, une simulation pour la baisse de pression s'avère nécessaire afin de voir son impact sur la production.

Pour des conditions opératoires de l'alimentation de la journée traitée précédemment ; les résultats de la baisse de pression sont les suivants :

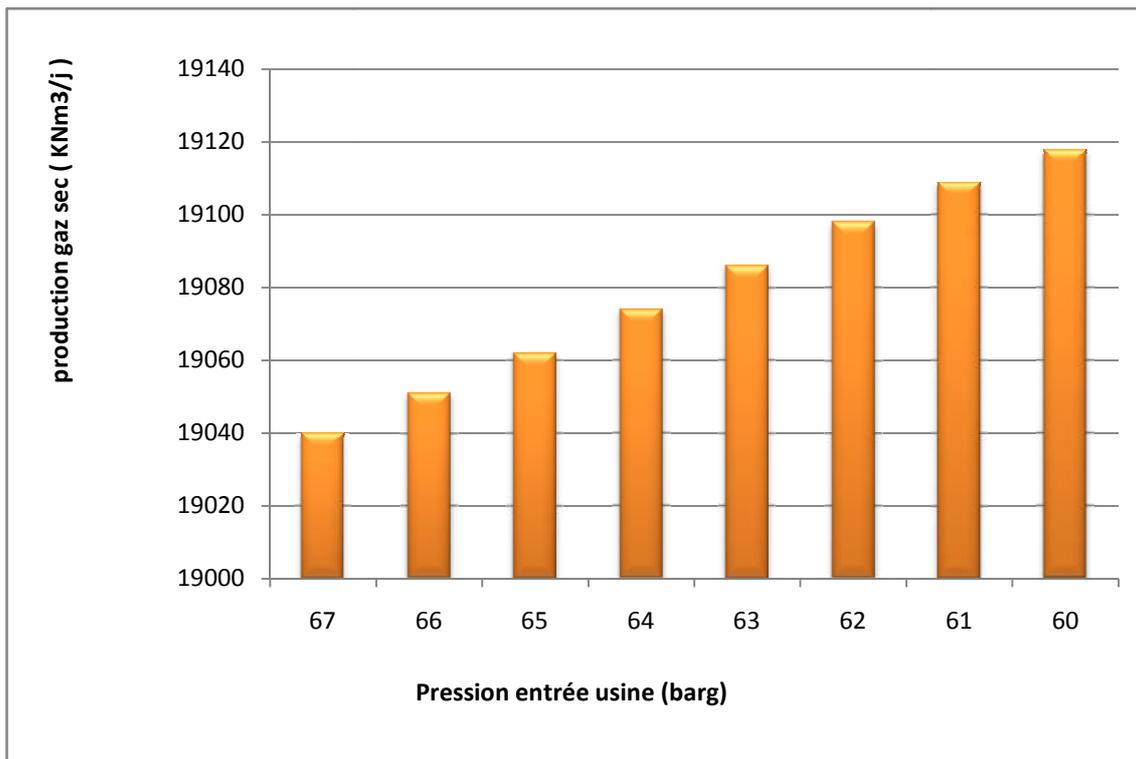


Figure 30 : Impact de la baisse de pression sur la production du gaz sec.

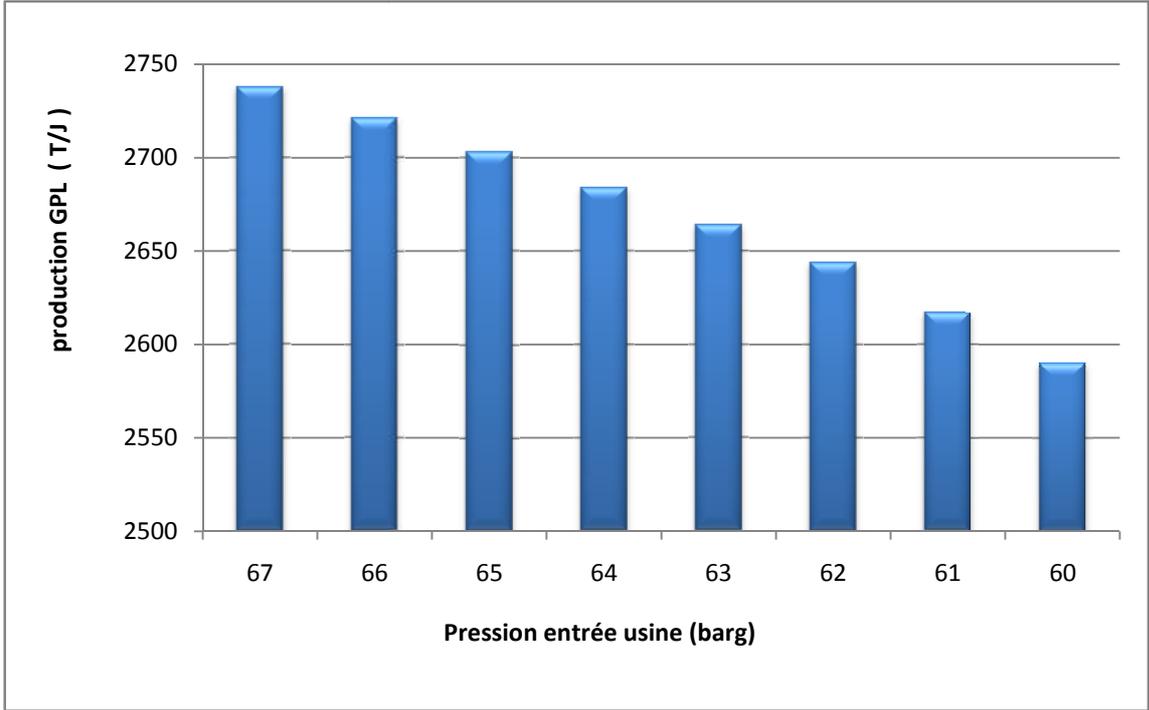


Figure 31 : Impact de la baisse de pression sur la production du GPL.

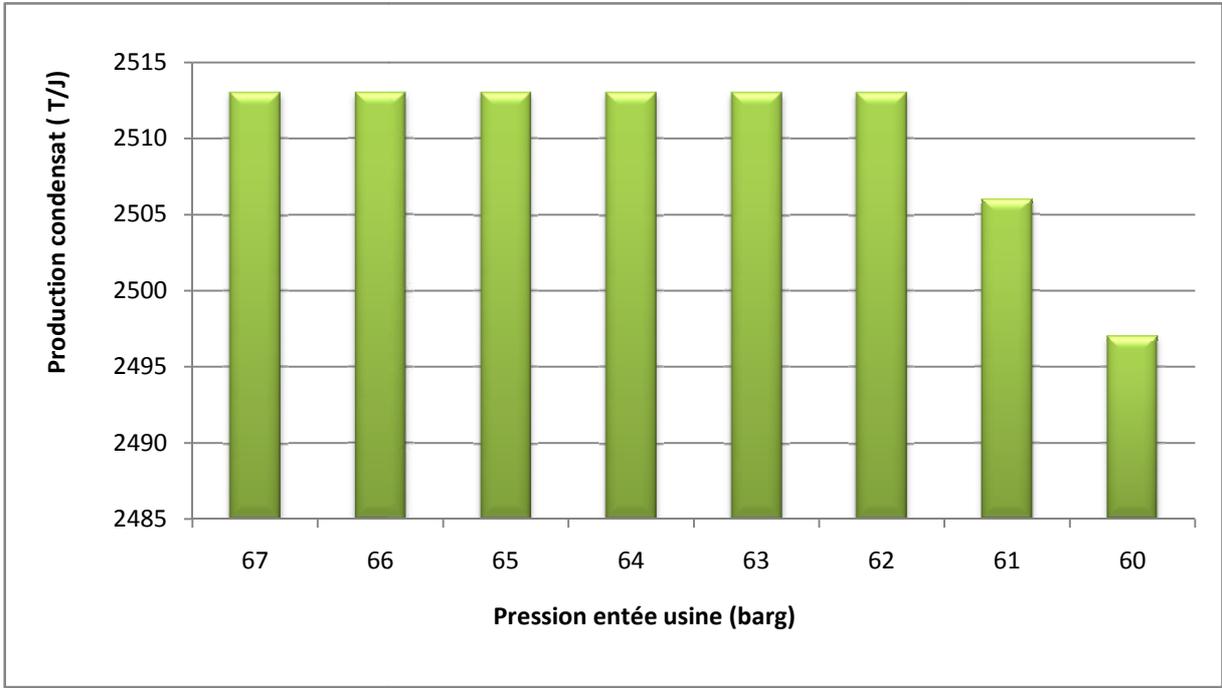


Figure 32 : Impact de la baisse de pression sur la production du condensat.

Nous remarquons que la production du GPL est touchée considérablement par la baisse de pression au profit de la production en gaz sec, tandis que la production du condensat ne subit de variations que pour des basses pressions (61 barg et 60 barg) ; pour cela il est nécessaire de voir l'influence de la baisse de pression sur le taux de récupération de GPL (en considérant toujours que la température du gisement est de 44 °C).

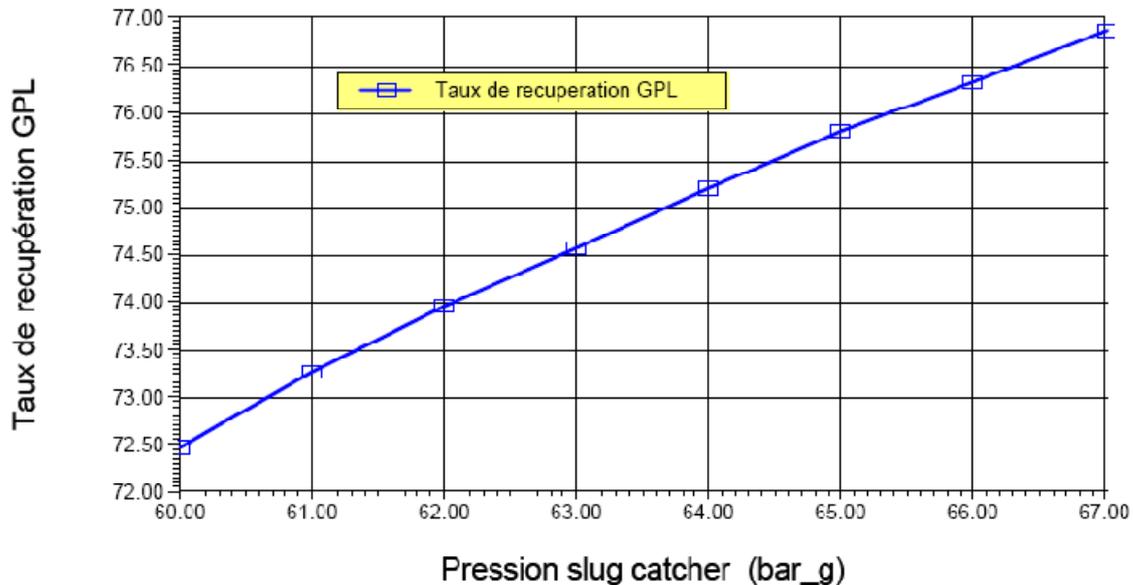


Figure 33: L'influence de la baisse de pression sur le taux de récupération en GPL.

De la figure précédente, nous constatons que si l'usine fonctionnera à 61(barg), le taux de récupération de GPL diminue de 1,93 % par rapport aux conditions de design, ce qui fait une perte de production de 64,8 (T/j), en GPL, L'équivalent de 32400 \$/J.

A partir de ces résultats, la nécessité d'installer une section Boosting s'avère nécessaire : projet étude et réalisation par **TR** (Bureau d'engineering espagnole).

IV.4. Simulation d'un train de traitement de gaz avec l'intégration de Boosting

L'intérêt de la section Boosting c'est de revenir aux conditions de design (pression entrée trains 65 barg) ; afin de permettre un bon fonctionnement des trains et une stabilisation de taux de récupération pour le GPL.

Le bureau d'engineering TR a proposé, au cours de son étude de Boosting, certaines DMI (Demande Modification Installation) (voir annexe A,4), et des raccordements d'équipements dans le but d'assurer une bonne marche pour les trains, et cela après l'intégration du Boosting entre autre :

- Réalisation d'une modification pour l'appoint de reflux issu du V4-1205 vers le stabilisateur, du ballon V4-1204 ;
- Installation de l'échangeur E2-1208, pour refroidir le condensat vers les bacs de stockage ;
- Une DMI concernant la boucle d'huile dans le rebouilleur du déethaniseur E4-1402, suite à l'arrivée importante du liquide du ballon V4-1303 vers le déethaniseur.

Ces trois modifications vont être vérifiées par le biais du simulateur HYSYS.

IV.4.1. Le reflux du stabilisateur :

Pour décrire le comportement du stabilisateur T4-1202, il est nécessaire de voir le comportement de son alimentation avec la baisse de pression, sachant que le stabilisateur est alimenté par 2 courants :

- ✓ Un courant liquide issu du slug catcher qui passe par le ballon séparateur V4-1204;
- ✓ Un courant liquide issu du ballon V4-1205, ce dernier est alimenté par le ballon V4-1004.

Pour l'étude de reflux vers le stabilisateur, deux scénarios seront présentés :

- Un scénario 2012 (pression de slug catcher : 63-51 barg) ;
- Un scénario 2015 (pression de slug catcher : 50-35 barg).

En travaillant avec une température du slug catcher : 50 °C, un débit de gaz brut de 17956 (kgmol /h) (par train), et en attribuant à chaque scénario la composition correspondante.

IV.4.1.1. Scénario 2012

Le tableau suivant montre l'évolution de l'alimentation de la colonne de stabilisation avec la baisse de pression :

Tableau 11 : L'alimentation du stabilisateur pour le scénario 2012.

Pression au slug catcher (bar_g)	63	61	59	57	55	53	51
Quantité liquide issu du V4-1205 (kg/h)	8093	8591	9091	9590	10091	10593	11100
Quantité liquide issu du V4-1204 (kg/h)	37909	37415	36920	36423	35921	35413	34895

En baissant en pression de 63 à 51 barg ; la quantité liquide issue du slug catcher diminue (moins de condensation des lourds avec des pressions basses),ce manque en liquide qui va se présenter au niveau du ballon V4-1204, va être compensé en premier lieu par une augmentation de reflux issu du ballon V4-1205, et une augmentation du quantité liquide au niveau du ballon V3-1303,qui sera présenté dans la modification de la boucle d'huile.

IV.4.1.2. Scénario 2015

Le comportement de l'alimentation du stabilisateur de condensat pour ce scénario est présenté par le tableau ci-dessous :

Tableau 12 :L'alimentation du stabilisateur pour le scénario 2015.

Pression au slug catcher (bar_g)	50	47	44	41	38	35
Quantité liquide issu du V4-1205 (kg/h)	11152	11244	11426	11728	12168	12764
Quantité liquide issu du V4-1204 (kg/h)	34799	34448	33996	33435	32756	31951

De même, pour le scénario 2015, la diminution du liquide dans le ballon V4-1204 au cours de la baisse de pression au slug catcher de 50 à 35 barg est traduit par l'augmentation du reflux dans le ballon V4-1205.

Nous constatons donc que la baisse de pression au niveau du slug catcher engendre une augmentation de reflux de la colonne de stabilisation, contrairement aux résultats du bureau d'engineering.

IV.4.2. L'échangeur E2-1208 :

Etant donné que le condensat (produit fini), doit être stocké à une température de 48°C, il est nécessaire de voir la variation de la température du condensat vers stockage à la sortie de l'échangeur E2-1207, pour cela, en prenant la température au niveau du slug catcher de 50 °C, avec une baisse de pression de 63 à 51 (barg) , les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau 13 : Les températures à l'entrée et à la sortie du E2-1207.

Pression du slug catcher (barg)	63	61	59	57	55	53	51
Température entrée E2-1207 (°C)	44,07	44,51	44,93	45,33	45,72	46,08	46,43
Température condensat à stocker sortie E2-1207 (°C)	50,91	51,18	51,44	51,78	52,03	52,261	52,48

Nous remarquons qu'avec la baisse de pression, la température du condensat qui arrive à l'échangeur E2-1207 provenant du ballon V4-1204 est de plus en plus élevée, ce qui conduit à une consommation moindre de calories pour maintenir la température du condensat vers la colonne de stabilisation T4-1202 à 47°C ,et c'est la raison pour laquelle la température du condensat à stocker sera supérieure à 48°C.

D'où la proposition d'installer un nouveau échangeur E2-1208 en série avec l'échangeur E2-1207, (dont l'alimentation en frigories du gaz provenant du E4-1301(voir l'annexe A, 4), pour refroidir le condensat vers stockage à moins de 48°C(figure 34),

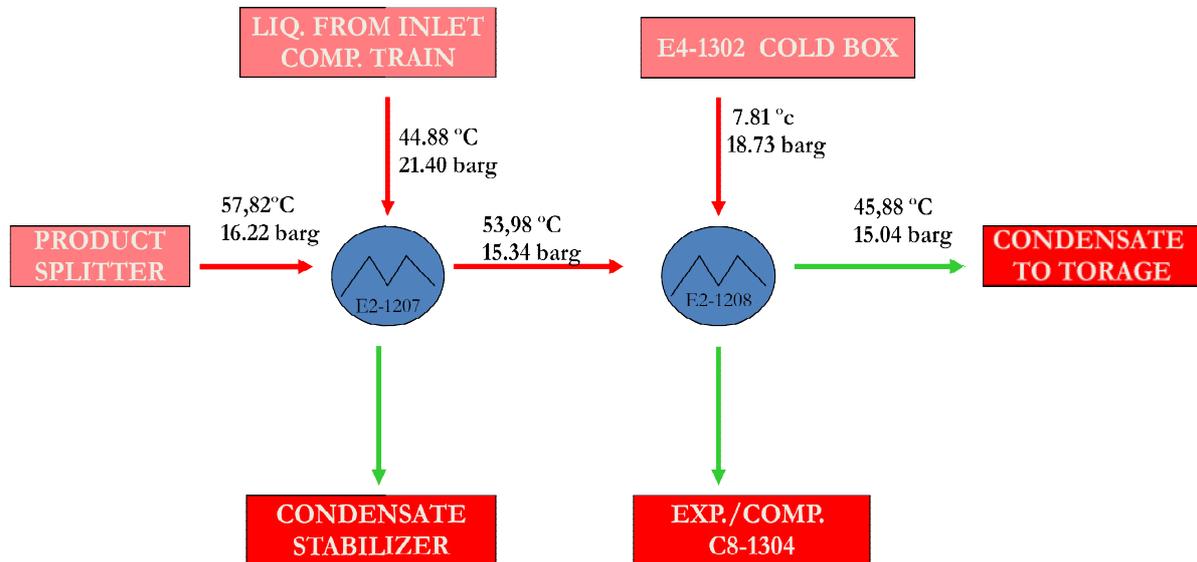


Figure 34 : L'emplacement de l'échangeur E2-1208,

Le tableau suivant montre l'évolution de la température du condensat à stocker à la sortie de l'échangeur E2-1208

Tableau 14 : La température du condensat sortie E2-1208.

Pression du slug catcher (bar_g)	63	61	59	57	55	53	51
Température condensat à stocker sortie E2-1208 (°C)	44,97	45,21	45,43	45,73	45,93	46,12	46,30

A travers ces résultats, l'échangeur E2-1208 répond aux exigences en refroidissant le condensat vers stockage à moins de 48°C.

IV.4.3. La boucle d'huile du rebouilleur E4-1402 :

La boucle d'huile représente la circulation du fluide caloporteur qui est utilisé à différentes étapes du process par les rebouilleurs des colonnes E2-1203 ; E2-1402 et E2-1502, ainsi que l'échangeur E2-1104 (boucle de régénération) (voir l'annexe A,5).

L'huile (Therminol 66), subit un chauffage au des récupérateurs de chaleur H4-5201A/B jusqu'à 290°C, cette quantité (700 m³/h pour un train) sera partagée en trois :

- Une quantité de 335m³ /h passe dans l'échangeur de régénération E2-1104 ;
- Une quantité de 65 m³/h, passe dans le rebouilleur du stabilisateur E2-1203 ;
- Une quantité de 300 m³/h, passe d'abord par le rebouilleur du débutaniseur E2-1502, puis
54 m³/h qui passe par le rebouilleur du deethaniseur E2-1402.

Pour l'étude de la boucle d'huile, le scénario 2012 est envisagé, dont la pression du slug catcher varie de 63 jusqu'à 51 barg, et une température de 50 °C ; et cela en travaillant avec un débit de gaz brut de 17956 kg mol/h (par train), et une composition qui correspond à ce scénario.

Le tableau ci-dessous illustre le comportement de l'alimentation liquide du deethaniseur T6-1401 avec la baisse de pression :

Tableau 15 : La quantité liquide du deethaniseur T6-1401 avec la baisse de pression.

Pression Slug Catch (barg)	63	61	59	57	55	53	51
Quantité liquide vers deethaniseur T6-1401(kg/h)	73382	73876	74038	74521	74813	74975	75277

Chapitre IV : Simulation

La baisse de pression du gaz à l'entrée du slug catcher ,de 63 à 51 barg ,entraînera une augmentation de la quantité liquide provenant du ballon de flash V3-1303 (voir tableau 15), qui représente l'alimentation liquide pour le déethaniseur T6-1401, cet excès en liquide exige un apport de chaleur plus important que la quantité de chaleur maximale fournie par le rebouilleur du deethaniseur E2-1402 dans la feuille de données (datasheet) de cet échangeur (voir l'annexe A.6).

Un tableau comparatif de la quantité de chaleur échangée dans le rebouilleur E4-1402 pour ce scénario comparée avec la quantité de chaleur du rebouilleur E4-1402 donnée par la feuille de données est présenté ci-dessous :

Tableau 16 : La quantité de chaleur échangée dans le rebouilleur E4-1402.

comparaison des quantités de chaleur échangées (10⁹cal/h)	Feuille de données	Simulation design	2012
E2-1402/2404	4,75	4,30	< 4,96

Ce tableau montre la nécessité de faire un apport supplémentaire de chaleur pour le rebouilleur du déethaniseur E4-1402, par le biais d'un by pass au niveau du collecteur principal, et cela pour augmenter la température d'huile à l'entrée du rebouilleur E4-1402 (Figure 35).

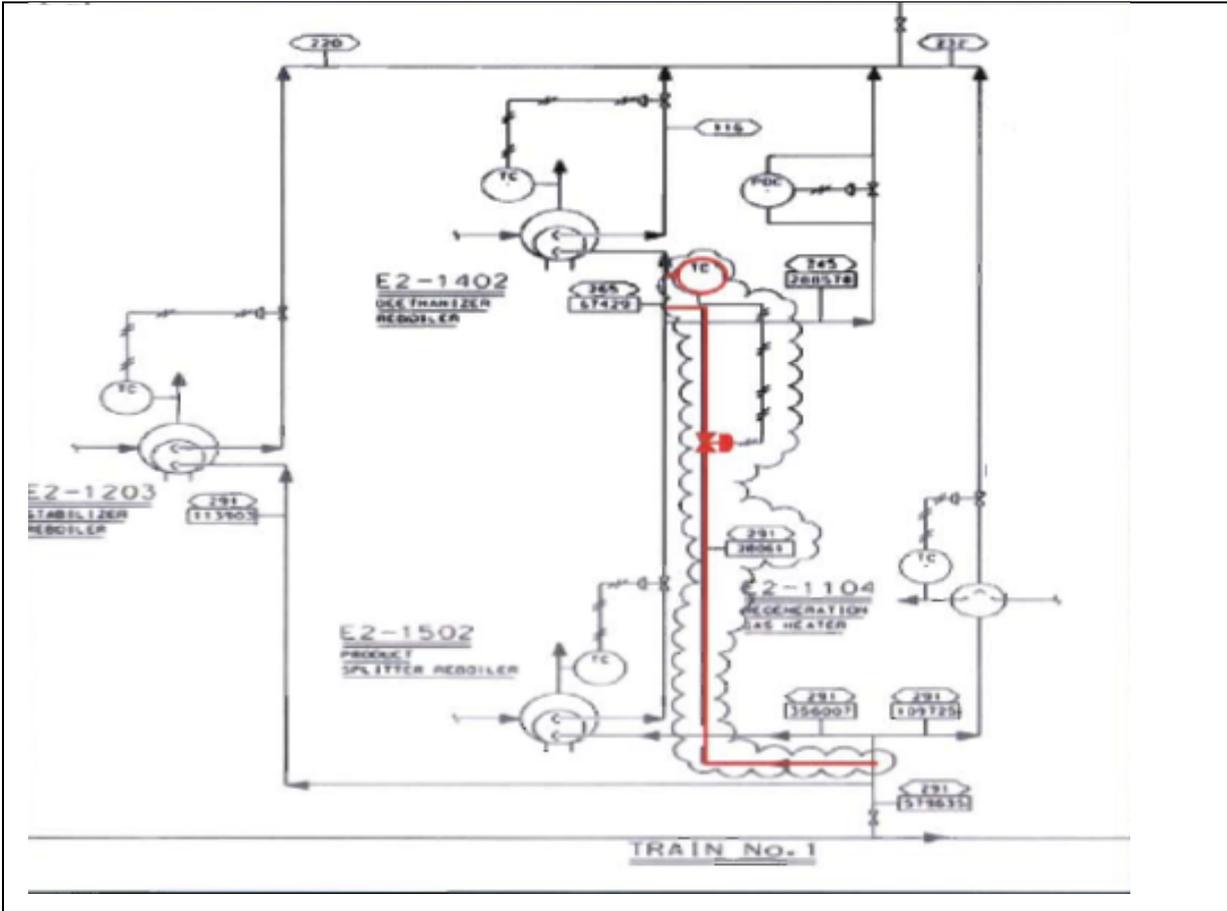


Figure 35 : La modification apportée à la boucle d’huile.

IV.5. Etude technico économique du projet Boosting

Le développement à grande échelle d'un tel projet doit avant tout obéir à certaines règles, notamment la rentabilité économique présente et future, L'étude technico-économique deviendra obligatoire pour juger d'une part, de l'utilité d'un tel investissement et d'autre part, de sa rentabilité économique vis-à-vis d'autres solutions [18], Il est nécessaire d'effectuer une analyse économique convaincante selon les méthodes les plus pertinentes, la présentation de certaines définitions et formules financières seront d'une utilité certaine.

IV.5.1. Les critères de choix d'un investissement

Financièrement, un projet d'investissement se présente comme une opération qui, en contrepartie de dépenses immédiates, procure des avantages futurs,

Les critères de choix d'investissements les plus souvent rencontrés sont :

- D'abord et avant tout la valeur actuelle nette (VAN) qui mesure la création de valeur engendrée par l'investissement.
- Le taux de rentabilité interne (TIR) qui mesure le taux de rentabilité actuariel de l'investissement.

IV.5.1.1. La valeur actuelle nette (VAN)

La valeur actuelle nette d'un projet d'investissement est égale à la différence entre la valeur actuelle des rentrées nettes de trésoreries associées au projet et la dépense initiale du projet, l'actualisation étant faite à un taux (a) choisi en relation avec le taux minimum de rentabilité.

La détermination de la VAN d'un investissement appelle les étapes suivantes [19]:

1. Fixer le capital investi (I)

2. Faire la somme des cash-flows actualisés nets $\sum_{i=1}^n \frac{R_i}{(1+a)^i}$

3. Fixer le taux d'actualisation (a)

On a :

$$B(0) = VAN = -I_0 + \sum_{i=1}^n \frac{R_i}{(1+a)^i} \quad (IV.8)$$

$i=1, n$ n étant la durée de vie du projet

a : taux d'actualisation ; R_i : recettes.

Tout projet d'investissement ayant une valeur actuelle nette positive est rentable [19], Le choix entre plusieurs variantes rentables d'un même projet, se portera normalement, à dimension et durée identiques des variantes, sur celle dont la valeur actuelle nette est la plus élevée.

IV.5.1.2. Le taux interne de rentabilité (TIR : r)

Le taux interne de rendement d'un projet d'investissement est le taux r pour lequel la valeur actuelle des rentrées nettes de trésoreries associées au projet est égale à la dépense initiale d'investissement [18][19]; ce taux interne de rendement peut être calculé à partir de l'équation suivante :

$$\text{Si.} \quad B = -I_0 + \sum_{i=1}^n \frac{R_i - D_i}{(1+a)^i} = 0 \quad (\text{IV.9})$$

R_j : recettes

D_j : dépenses

a : taux d'actualisation

I_0 : investissement initial.

$$I_0 = \sum_{i=1}^n \frac{R_i - D_i}{(1+a)^i} = R * \left(\frac{1 - (1+a)^{-n}}{a} \right) \quad (\text{IV.10})$$

Comme $a = r$, l'équation (VI.10) devient :

$$\frac{I_0}{R} = \frac{1 - (1+r)^{-n}}{r} \quad (\text{IV.11})$$

Si, n tend vers le long terme ($n \rightarrow \infty$), l'équation (1,8) devient :

$$\frac{I_0}{R} = \frac{1}{r} \quad (\text{IV.12})$$

$$r = \frac{R}{I_0} \quad (\text{IV.13})$$

Avec R : recettes nettes

I_0 : investissement initial

Le caractère rentable ou non rentable d'un projet dépend, dans le cas où ce critère est retenu, de la position relative du taux interne de rendement du projet et du taux minimum de rentabilité exigé pour cet investissement [19], Entre plusieurs variantes comparables (même durée de vie) et rentables d'un même projet d'investissement, la variante retenue sera celle dont le taux interne de rendement est le plus élevé [19].

Si $a < r$, le bénéfice est positif, ce qui donne un investissement rentable.

Si $a > r$, le bénéfice est négatif, ce qui donne un investissement non rentable, comme le montre la figure suivante :

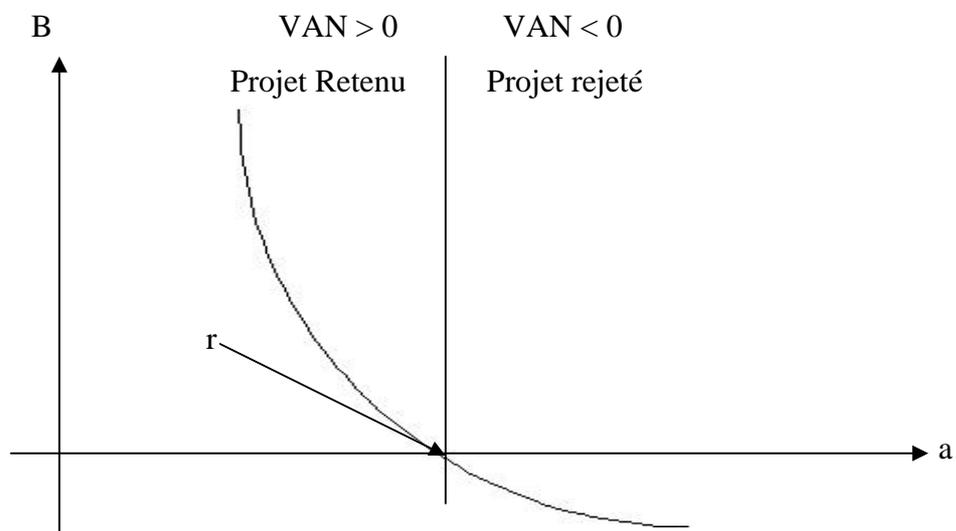


Figure 36 : Rentabilité d'un investissement.

IV.5.2. Etude de la rentabilité du projet Boosting

Les prix des équipements ainsi que le coût total de l'unité Boosting sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau 17 : Prix des équipements du Boosting.

NB: 1 \$ = 72,00 DZD	Valeurs en DZD	Valeurs en \$
Compresseur	80000000,00	1110000,00
Pièces détachées	90000000,00	1250000,00
Nouvelle vanne J-T	50000000,00	694000,00
Tuyauterie	1100000000,00	15278000,00
Ballons,1208,aero	100000000,00	1388000,00
Total	1420000000,00	19720000,00

Donc, l'investissement initial I_0 du projet Boosting est évalué à 19720000,00 \$.

IV.5.2.1. Calcul de la VAN

Pour calculer les cash-flows, il faut évaluer les recettes R_i , la durée de vie du projet i et le taux d'actualisation a .

Recettes R_i

Le gain en production après la mise en service du Boosting est localisé dans la production du GPL, car son taux de récupération va être 78% (au lieu de 77% actuellement), ce qui est traduit par un gain de 32 T/J en GPL.

Sur un an nous avons : $32 \times 365 = 11680$ T/an.

Avec le prix de 500 \$ /T de GPL, la recette R_i est :

- $R_i = 11680 \times 500 = 5840000$ \$/an,
- $i = 10$ ans (la durée du vie du projet)
- $a = 10$ % (taux d'actualisation estimé),

La VAN est calculé par la relation VI, 8:

$VAN = 2795782 > 0$ d'où la rentabilité du projet.

IV.5.2.2. Calcul du TIR

Le taux interne de rendement peut être calculé à partir de la relation VI, 13 (car la durée de vie est relativement longue):

$$\text{TIR} = 3 \%$$

$$\text{Avec : } R = R_i * 10 = 5840000 * 10 = 58400000 \$.$$

$$I_0 = 19720000 \$.$$

Finally, l'investissement mobilise très souvent d'importants moyens financiers, Cette situation implique qu'un investissement ne peut se réaliser sans étude préalable entraînant des hypothèses et des choix, Du point de vue financier, un investissement englobe toute dépense qui générera des revenus, ou réalisera des économies, sur les périodes plus ou moins longues, et qui est capable d'assurer sa remboursabilité, Aussi, réaliser un investissement ne se limite pas seulement à mobiliser les moyens financiers nécessaires à l'achat des équipements et autres moyens, mais englobe également, la mobilisation de moyens financiers supplémentaires, en particulier pour l'exploitation du projet.

Conclusion

Conclusion

Enfin, le gaz naturel occupe une position très importante dans l'ensemble des énergies fossiles, vu la facilité de son exploitation et son large domaine d'utilisation.

Nous avons vu aussi que le traitement du gaz naturel notamment le gaz humide se focalise sur la valorisation de la fraction liquide (GPL et Condensat), et cela en utilisant des outils de fractionnement par réfrigération tels que la boucle de réfrigération extérieure (le cas du procédé PRICHARD), ou bien l'utilisation d'une turbine d'expansion appelée turboexpander (le cas du procédé HUDSON).

Ces outils sont caractérisés par un taux de récupération de GPL (qui est saturé dans le gaz brut), très important. C'est ce qui était remarqué à travers l'exemple du centre de production GTFT qui utilise le turboexpander afin d'avoir une récupération en GPL plus que 75%.

L'épineux problème qui affronte les exploitants au niveau du GTFT c'est la déplétion du gisement, cette dernière se manifeste sur la production de façon générale, plus particulièrement sur la récupération du GPL, pour palier à ce problème, GTFT a lancé un projet d'une nouvelle section de Boosting (une section placée en amont de chaque train), afin d'assurer le bon fonctionnement des trains et une récupération optimale du GPL.

Durant cette étude, nous avons appris à manipuler avec des outils de simulation récents tels que PRO II et HYSYS, pour éviter le problème de calcul manuel long, notamment la résolution des bilans de matière et de chaleur, et cela pour un large domaine de paramètres opératoires entre autre :

- Le cas design (où nous avons pu comparer les résultats obtenus par les deux simulateurs), pour voir l'ordre de grandeur que donne HYSYS par rapport au PRO II ;
- Le cas réel, qui correspond à une journée de fonctionnement choisie arbitrairement afin de caller la simulation de HYSYS avec la marche usine ;
- Une simulation, toujours avec HYSYS, a été envisagée cette fois ci pour voir l'impact de la déplétion de gisement sur la production et sur le taux de récupération de GPL et cela si le projet Boosting a été repoussé.

Conclusion

Le bureau d'engineering chargé de l'étude et de la construction du Boosting a proposé, au cours de son étude, des modifications apportées au projet telles que : une modification concernant le reflux du stabilisateur, une autre pour la boucle du fluide caloporteur et la dernière qui consiste à ajouter un nouveau échangeur pour refroidir le condensat à stocker (ces modifications ont été vérifiées par le biais de la simulation avec HYSYS).

Enfin, il faut noter que les modifications apportées par le bureau d'engineering à l'usine GTFT après la mise en service du Boosting sont justifiées (l'échangeur E2-1208 et la boucle d'huile), à l'exception de celle de reflux du stabilisateur T6-1202.

Cette étude mérite d'être poursuivie pour une plus grande affinité de simulation concernant, par exemple, un bilan énergétique détaillé pour la boucle du fluide caloporteur.

Références bibliographiques

- 1- A.POJEY, B.DURAND, C.JAFFRET, S, JULLIAN, M.VALLAIS.Le gaz naturel production traitement transport .pp :253-310.Ed Technip Paris 1994.
- 2- J.KIDNAY, R.PARRISH. Fundamentals of natural gas processing , pp :165-203. Ed CRC Taylor and Francis , 2006.
- 3-S.MOKHATAB, A.POE, G.SPEIGHT. Handbook of natural gas transmission and processing. pp : 365-372. Ed GPG Gulf Publications.2006.
- 4- M.MEYER, G.RENESME, Les procédés de séparation par perméation gazeuse à travers des membranes polymères organiques, Recueil des communications du 18^{ème} congrès du gaz .pp :3-54, Montpellier, 1991.
- 5- P.WUITHIER. Le pétrole raffinage et génie chimique, Tome 2. 2^{ème} édition, publications de l'institut français du pétrole ,Ed Technip , Paris 1974.
- 6- www.wikipédia.com
- 7- ATG, Le traitement du gaz naturel sur gisement, Association technique de l'industrie du gaz en France .p :112.1988.
- 8- GPSA. Engineering data book, Vol.2, section: 19,21.10ème édition .Ed Gas processors association.1987.
- 9- Gas Conditioning and processing ,
- 10- GTFT, Département Gisement. Hassi Messoud 2009.
- 11- GTFT, Département Exploitation (XP) , service process 2009.
- 12- GTFT, Département Engineering et Production (EP), service puits 2009.
- 13- Manuel opératoire d'exploitation usine GTFT.
- 14- Manuel opératoire d'exploitation (section Boosting),Révision n° :5 ,Mars 2009.
- 15- N.REBAI. Simulation des procédés ,initiation au simulateur HYSYS,IAP (école de Boumerdès ,2008.
- 16-Initiation aux simulateurs HYSYS et PRO II, JGC, 2004.
- 17- Introduction à l'utilisation des modèles thermodynamiques .ENSPM formation industrie .IFP training 2006.
- 18- B.Bouzidi et al, "Analyse micro économique des systèmes énergétiques - Station de pompage, " ICPEW, Tlemcen, Algérie 2004.
- 19- M. Boubaker, Mathématiques Financières, Edition ENAG, 1997.

Annexe A

A.1 Diagramme de circulation de fluides PFD (sans Boosting)

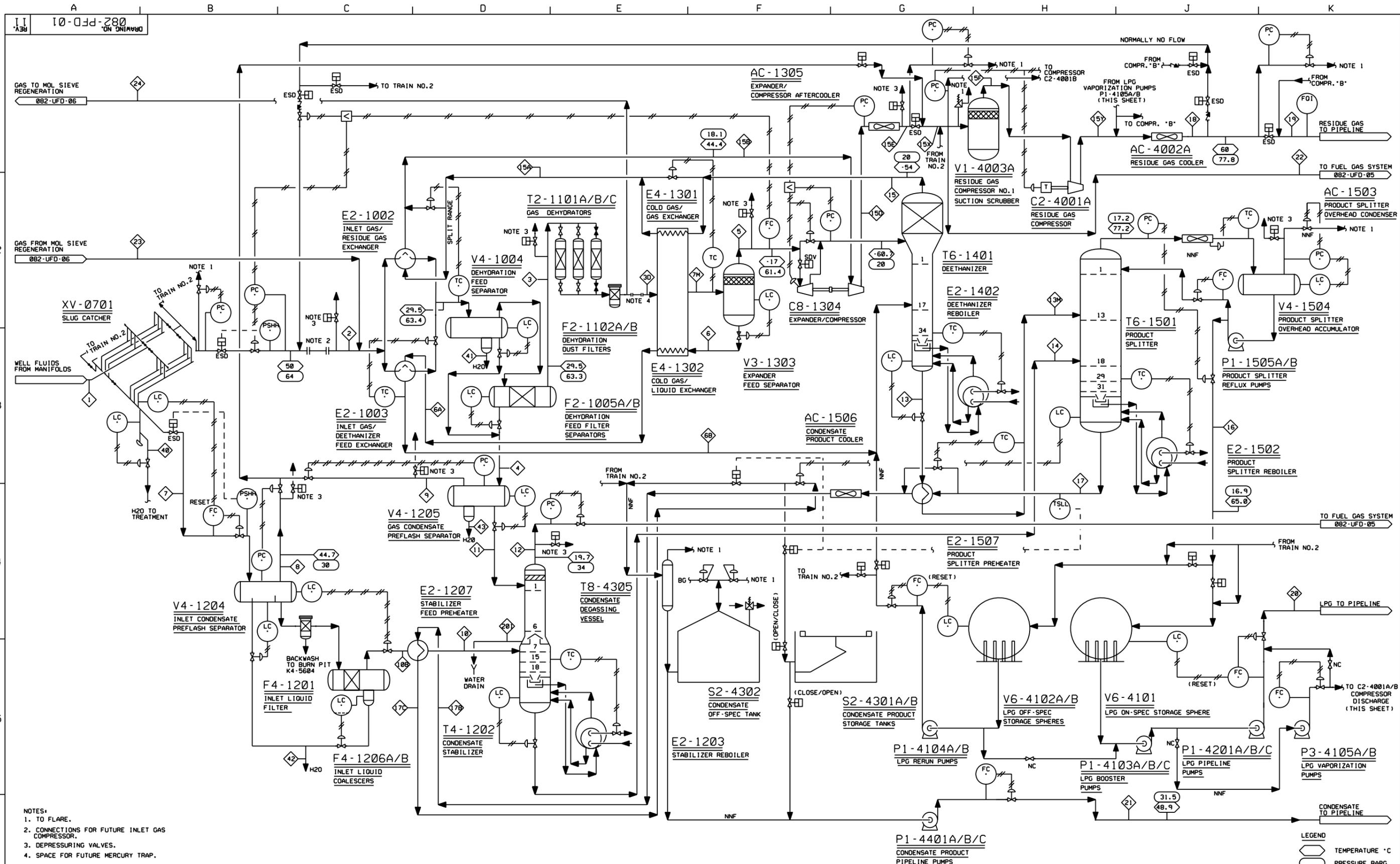
A.2 Diagramme de circulation de fluides PFD (avec Boosting)

A.3 Bilan journalier du 26 fevrier 2009

A.4 Modifications apportées par le bureau d'engineering après l'integration
du Boosting

A.5 La boucle du fluide caloporteur

A.6 La feuille de données (datasheet) du rebouilleur du déethaniseur E4-1402



- NOTES:
1. TO FLARE.
 2. CONNECTIONS FOR FUTURE INLET GAS COMPRESSOR.
 3. DEPRESSURING VALVES.
 4. SPACE FOR FUTURE MERCURY TRAP.

NO.	DATE	REVISIONS	BY	CHKD	APPD	REFERENCES	NO.	RELEASED FOR	BY	DATE	DRAWN BY	DATE
1		ISSUE FOR CONSTRUCTION					A	PRELIMINARY	JM		LMC	12-08-94
10	01/01/04	AS BUILT JANV. 2004	MB	ML	RS		B	APPROVED FOR DESIGN (FEED)	JM			
11	01/01/05	AS BUILT JANV. 2005	ML	ML	RS		C	REVISED AFD	SAF	04/21/94		
							D	ISSUE FOR CONTRACT	JM	09/01/94		
							E	ISSUE FOR REVIEW	DBK	01/13/95		
							F	ISSUE FOR APPROVAL	DBK	05/05/95		
							G	ISSUE FOR DESIGN	SAF	06/16/95		
							H	REISSUE FOR DESIGN	EYN	06/25/96		



TFT GAS FIELD DEVELOPMENT PROJECT

PROCESS FLOW DIAGRAM
LPG RECOVERY PLANT: BASE CASE



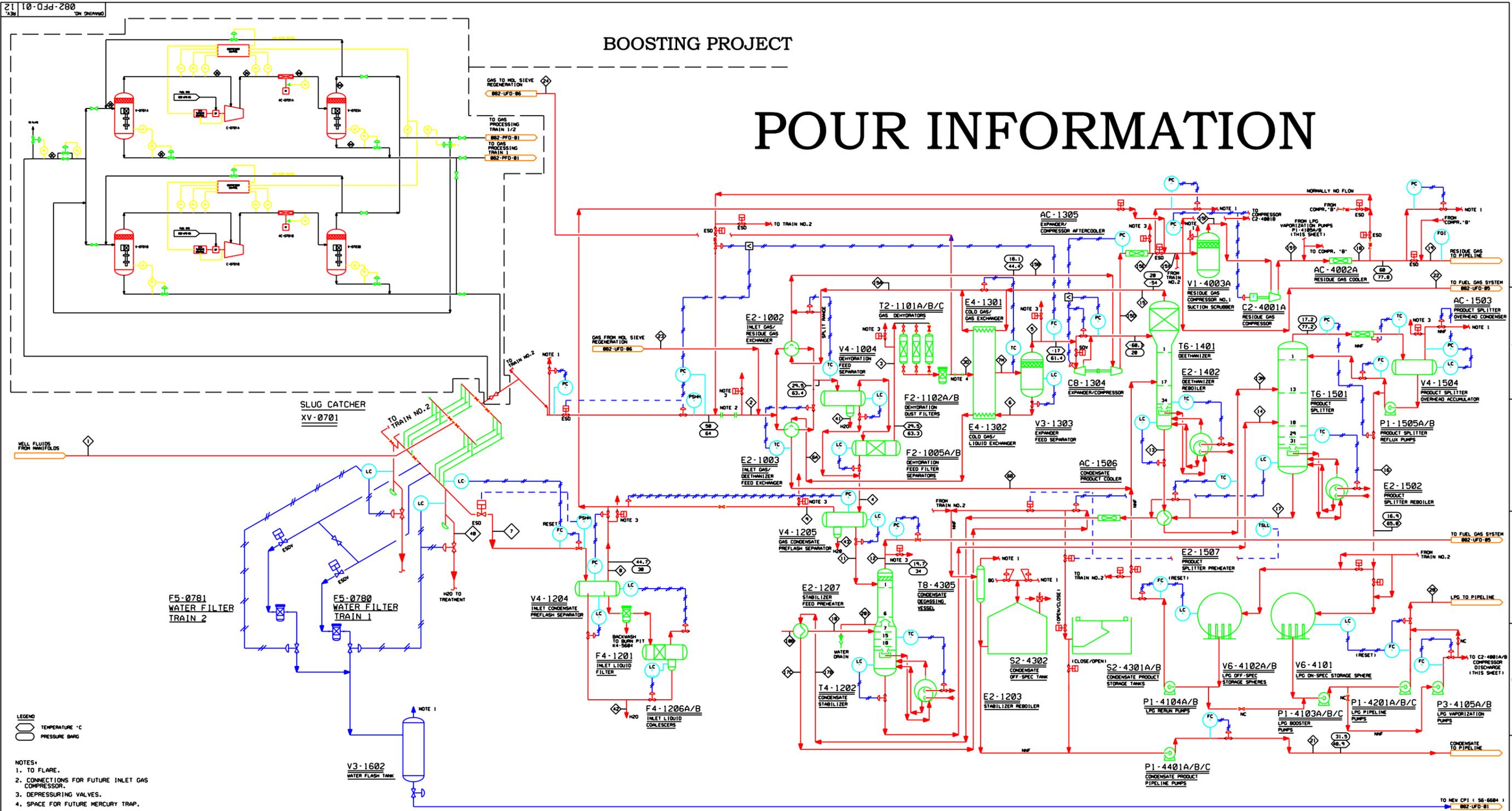
CONTRACT NO.	OWNER NO.
KF-2058	
APPROVED BY	DATE
APPROVED BY	DATE
DRAWING NO.	REV.
082-PFD-01	11

NO. 082-PFD-01

NO. 082-PFD-01

BOOSTING PROJECT

POUR INFORMATION



LEGEND
 ○ TEMPERATURE °C
 □ PRESSURE BAR

NOTES:
 1. TO FLARE.
 2. CONNECTIONS FOR FUTURE INLET GAS COMPRESSOR.
 3. DEPRESSURING VALVES.
 4. SPACE FOR FUTURE MERCURY TRAP.

NO.	DATE	ISSUE FOR CONSTRUCTION	REVISIONS	BY	CHKD	APPO	REFERENCES	NO.	RELEASED FOR	BY	DATE	DRAWN BY	DATE
1	7/7							A	PRELIMINARY	JH	7/7	LWC	12/08/94
10	01/01/94	AS BUILT JANV. 2004		MB	ML	RS		B	APPROVED FOR DESTROY	JH	04/21/94		CHECKED BY DATE
11	01/01/95	AS BUILT JANV. 2005		ML	ML	RS		C	REVISED RFD	JH	04/21/94		PACKAGE
12	07/11/97	ADD. WATER TREATMENT AND FUTURE BOOSTING		MB	AN	FZ		D	ISSUE FOR CONTRACT	JH	09/01/94		030-100-54
								E	ISSUE FOR REVIEW	DBK	01/13/95		
								F	ISSUE FOR APPROVAL	DBK	05/05/95		COST/SCHED-AREA
								G	ISSUE FOR DESIGN	SAP	06/15/95		
								H	REISSUE FOR DESIGN	EYN	02/25/96		SCALE



TFT GAS FIELD DEVELOPMENT PROJECT

PROCESS FLOW DIAGRAM
 LPG RECOVERY PLANT: BASE CASE

CONTRACT NO. KF-2058
 OWNER NO. DATE
 APPROVED BY DATE
 DRAWING NO. 082-PFD-01
 SHEET NO. 12

GTFT RAPPORT JOURNALIER du: **26/02/2009**

GAZ

PRODUCTION GAZ BRUT	22 407,312	10 ³ Sm ³
PRODUCTION GAZ SEC	20 415,743	10 ³ Sm ³
CONSOMMATION	329,393	10 ³ Sm ³
TORCHAGE	0,000	10 ³ Sm ³
INJECTION GPL	0,000	10 ³ Sm ³
EXPEDITION VOLUME	20 086,351	10 ³ Sm ³
EXPEDITION ENERGIE	774 700,000	10 ⁶ btu

HUMIDITE	6,26	PPMV
P.C.S.	9 719	kcal/Sm ³

	00H 00	24H 00
RELEVÉ COMPTEUR LOCAL	2 871 358	2 890 399

CONDENSAT

STOCK INITIAL ON-SPECS	2 522,065	t
STOCK INITIAL OFF-SPECS	687,311	t
PRODUCTION	2 447,662	t
STOCK FINAL ON-SPECS	2 677,176	t
STOCK FINAL OFF-SPECS	636,206	t
EXPEDITION MASSE	2 343,656	t
EXPEDITION VOLUME	3 378,000	Sm ³

DENSITE	0,6938	
T.V.R.	8,30	psi
P C S	52 356	kcal/m ³
Richesse de condensat en gaz sec	120	g/Sm ³
Couleur		Saybolt

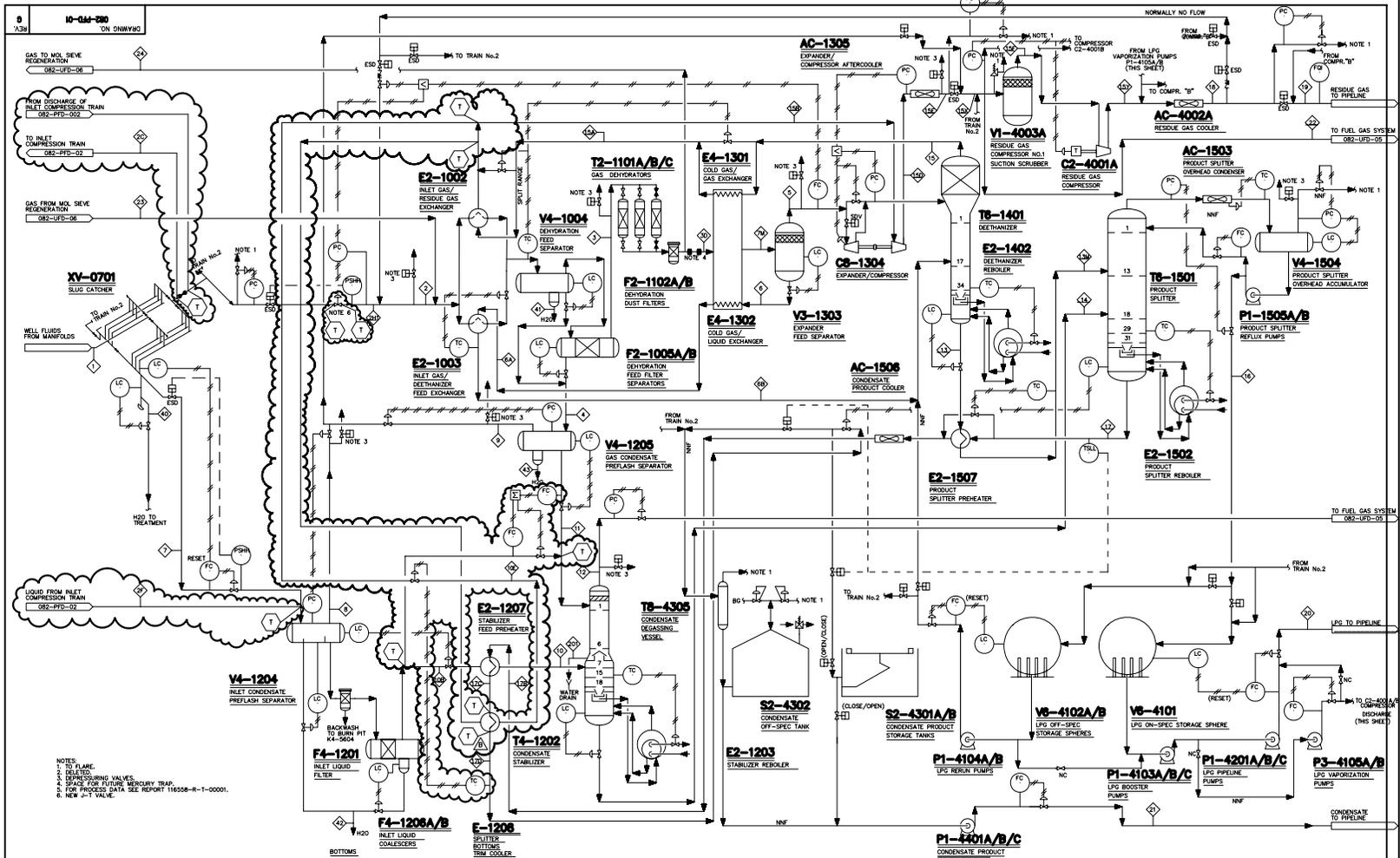
	00H 00	24H 00
RELEVÉ AU COMPTEUR LOCAL	2 640 828	2 644 206

G.P.L.

STOCK INITIAL	154,230	t
STOCK FINAL	149,532	t
GPL RETRAITE	-	t
GPL REINJECTE	0,000	t
PRODUCTION	2 724,337	t
EXPEDITION MASSE	2 729,035	t
EXPEDITION VOLUME	5 101,000	Sm ³

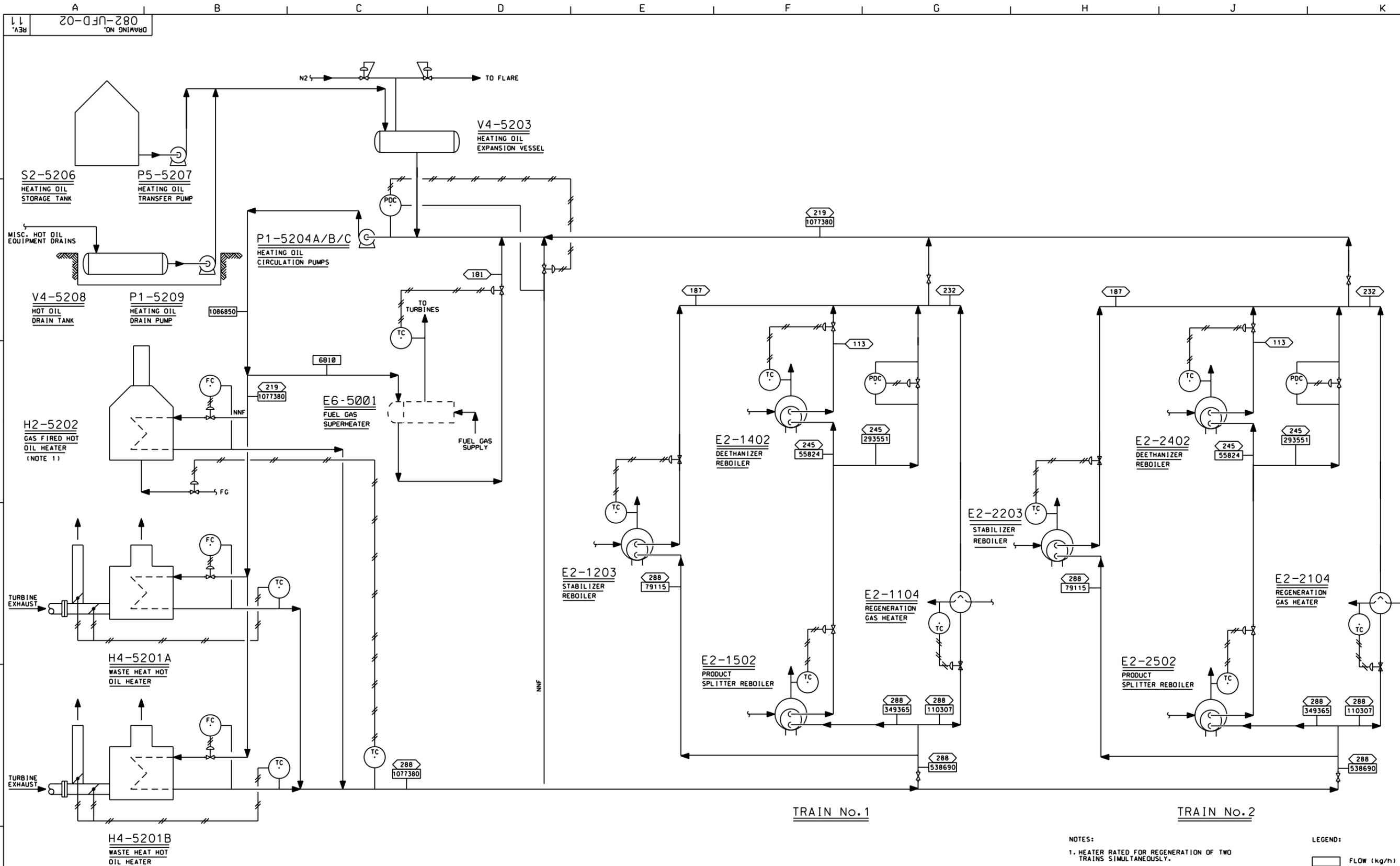
Teneur C2-	1,89	%mol
Teneur C5+	0,14	%mol
Densité	0,535	
P C S	25 271	kcal/m ³
Richesse de GPL en gaz sec	133	g/Sm ³

	00H 00	24H 00
RELEVÉ AU COMPTEUR LOCAL	3 575 211	3 580 312



- NOTES:
1. TO FLARE.
 2. DELAYED.
 3. EMERGENCY VALVES.
 4. SPARE FOR FUTURE RESERVOIR TRAP.
 5. FOR PROCESS DATA SEE REPORT 116558-R-1-00001.
 6. NEW 3-T VALVE.

		G	15/02/08	REVIEW WHERE INDICATED	JDB	MBA	MLR	JGR		GROUPEMENT TFT		
		F	26/10/07	REVIEW WHERE INDICATED	ATR	MBA	MLR	JGR		TFT - PHASE 2 BOOSTING PROJECT		
		E	14/08/07	APPROVED FOR CONSTRUCTION	ATR	MBA	MLR	JGR		UTILITY FLOW DIAGRAM FUEL GAS SYSTEM		
		D	24/03/07	ISSUED FOR DESIGN	ATR	MBA	MLR	JGR				
		C	01/12/06	ISSUED BY S&W	ATR	MBA	MLR	JGR				
REV.	DATE	DESCRIPTION	DRAWN	REVIEWED	APPROVED DISCIPL.	APPROVED PM	APPROVED CLIENT			Project 8463 Code 082-PFD-01	Scale ESC	Rev. : G



NOTES:
1. HEATER RATED FOR REGENERATION OF TWO TRAINS SIMULTANEOUSLY.

LEGEND:
 FLOW (kg/h)
 TEMPERATURE (°C)

NO.	DATE	REVISIONS	BY	CHKD	APPD	REFERENCES	NO.	RELEASED FOR	BY	DATE	DRAWN BY	DATE
1	/ /	ISSUE FOR CONSTRUCTION	EYN				A	PRELIMINARY	JDM	03-02-94		
10	01/01/04	AS BUILT JANV. 2004	MB	ML	SR		B	APP. FOR DESIGN (FEED 1)	DBK	05/05/94		
11	01/01/06	AS BUILT JANV. 2006	FL	IT	ML		C	ISSUE FOR CONTRACT	JM	09/01/94		
							D	ISSUE FOR REVIEW	DBK	01/13/95		
							E	ISSUE FOR APPROVAL	DBK	05/05/95		
							F	ISSUE FOR DESIGN	SAF	06/19/95		
							O	REISSUE FOR DESIGN	EYN	06/25/96		



TFT GAS FIELD DEVELOPMENT PROJECT

UTILITY FLOW DIAGRAM
HOT OIL SYSTEM



CONTRACT NO.	OWNER NO.
KF-2058	
APPROVED BY	DATE
APPROVED BY	DATE
DRAWING NO.	REV.
082-UFD-02	11

CAD: N0312.DGN
REV: 03.19/96

N0312 E - 1B 129086



Brown & Root Petroleum and Chemicals

SHELL- AND- TUBE HEAT EXCHANGER DATA SHEET METRIC UNITS

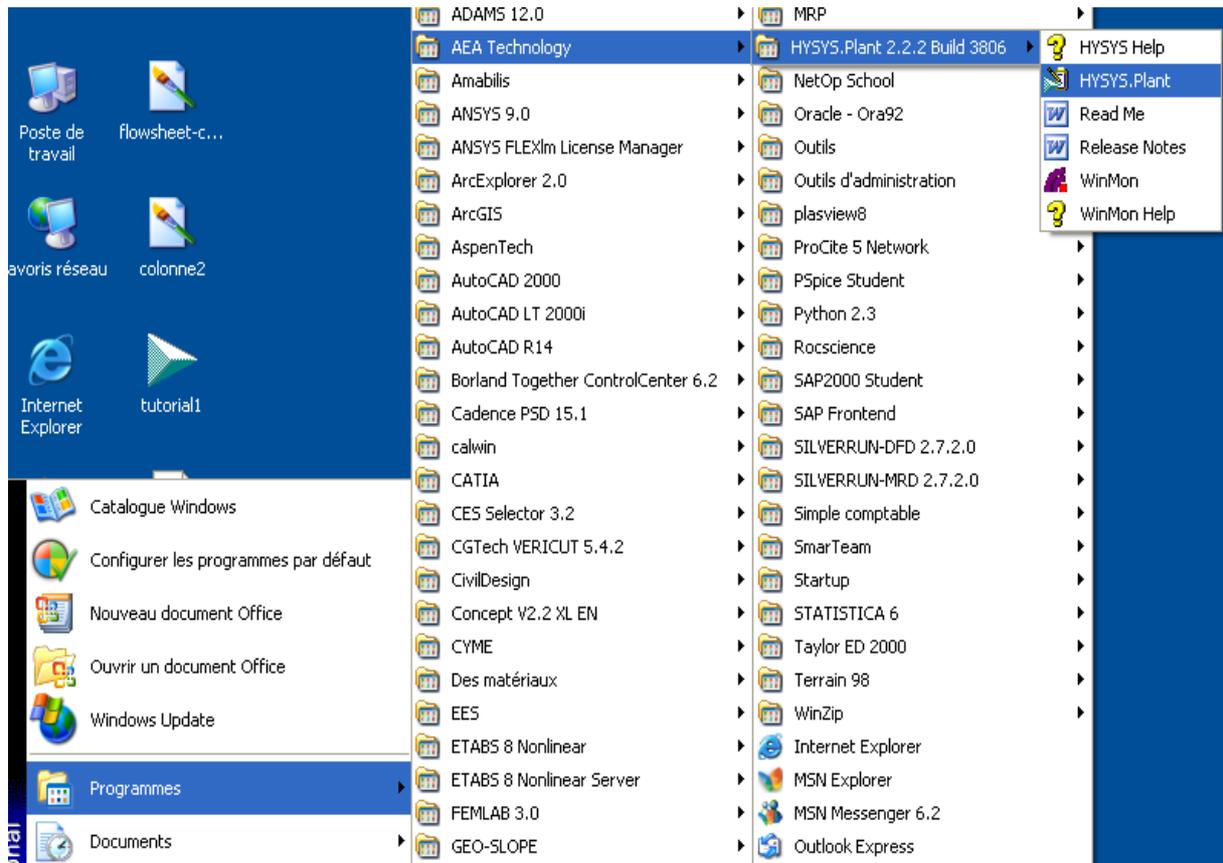
JOB NO. BF-4749 ITEM NO. E2-1402 / 2402
 PURCHASE ORDER NO. 4749-100-117-4-P-88
 SPECIFICATION NO. 100-033-P-117-004
 REVISION NO. 1 DATE SEPTEMBER 27, 1996
 PAGE 1 OF 2 BY VMPATEL

1	APPLICABLE TO:	<input type="radio"/> INQUIRY	<input checked="" type="radio"/> PURCHASE	<input type="radio"/> AS BUILT						
2	SERVICE OF UNIT	DEETHANIZER REBOILER			MANUFACTURER	FABSCO				
3	CUSTOMER	SONATRACH			LOCATION	TIN FOUYE TABANKORT, ALGERIA				
4	SIZE	787.4 mm / 1320.8 mm X 5490 mm			TYPE	BKU (3)	<input checked="" type="radio"/> HORIZ.	<input type="radio"/> VERT.		
5	SURF/UNIT	<input type="radio"/> GROSS	<input checked="" type="radio"/> EFF.	201.9 m ²	SHELLS/UNIT	ONE	SURF./SHELL	<input type="radio"/> GROSS	<input checked="" type="radio"/> EFF.	201.9 m ²
6	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
7	FLUID ALLOCATION	SHELL SIDE				TUBE SIDE				
8	FLUID NAME	DEETHANIZER BOTTOMS				HOT OIL				
9	FLUID QUANTITY, TOTAL, kg/h	120,498 (2)				55,824				
10	VAPOR (IN/OUT)	-				-				
11	LIQUID	120,498				55,824				
12	STEAM									
13	WATER									
14	NONCONDENSABLES									
15	TEMPERATURE (IN/OUT), °C	71.7				82				
16	DENSITY LV, kg/m ³	447.7 /				451.9 / 47.47				
17	VISCOSITY LV, cP	0.0716 /				0.0724 / 0.0111				
18	MOLECULAR WEIGHT, VAPOR					47.7				
19	MOLECULAR WEIGHT, NONCONDENSABLE									
20	SPECIFIC HEAT CAPACITY LV, kcal/kg °C	0.783 /				0.602 / 0.574				
21	THERMAL CONDUCTIVITY LV, kcal/h·m °C	0.0824 /				0.114 AVG.				
22	LATENT HEAT, kcal/kg @ °C									
23										
24	INLET PRESSURE, bar(g)	19.66				9				
25	VELOCITY, m/s									
26	PRESSURE DROP, ALLOW./CALC., bar	/				NEGL				
27	FOULING RESISTANCE (MIN.), m ² ·C-h/kcal	0.0004				0.0004				
28	HEAT EXCHANGED	4,323,000 x 1.1 kcal/h				79.8 °C				
29	TRANSFER RATE, kcal/h·m ² ·°C SERVICE	295.6				CLEAN				
30	CONSTRUCTION OF ONE SHELL					SKETCH (BUNDLE / NOZZLE ORIENTATION)				
31		SHELLSIDE			TUBESIDE					
32	DESIGN PRESSURE, bar(g)	32			10					
33	DESIGN TEMPERATURE / MDMT, °C	110 / -5			330 / -5					
34	NO. OF PASSES PER SHELL	KETTLE			SIX					
35	CORROSION ALLOWANCE, mm	1.5			1.5					
36	CONNECTIONS	IN	NPS	10" / 300# RF	6" / 300# RF					
37	SIZE AND RATING	OUT	NPS	16" VAP, 8" LIQ/300# RF	8" / 300# RF					
38		INTERM.	NPS	300# RF	300# RF					
39	TUBE NO.	297 U/s	OD 19.05 mm	THICK <input checked="" type="radio"/> MIN	<input type="radio"/> AVG. 2.11 mm	LENGTH 5490 m	PITCH 25.4 mm			
40	TUBE TYPE	BARE	MATERIAL SA-214	<input checked="" type="radio"/> WLD	<input type="radio"/> SMLS	<input type="radio"/> 30°	<input type="radio"/> 60°	<input checked="" type="radio"/> 90°	<input type="radio"/> 45°	
41	SHELL MATERIAL	SA-516-70			ID 1320.8 mm	SHELL COVER MATERIAL	SA-516-70			
42	CHANNEL OR BONNET MATERIAL	SA-516-70				CHANNEL COVER MATERIAL	SA-516-70			
43	STATIONARY TUBESHEET MATERIAL	SA-516-70				FLOATING TUBESHEET MATERIAL	-			
44	FLOATING-HEAD COVER MATERIAL	-				IMPINGEMENT PROTECTION	<input checked="" type="radio"/> YES <input type="radio"/> NO			
45	CROSS BAFFLES MATERIAL	C.S.			TYPE FULL SUPPT	% CUT:	<input type="radio"/> DIAM.	<input type="radio"/> AREA	SPACING: c/c	1525 mm
46	LONG BAFFLES MATERIAL	-			SEAL TYPE					INLET SPACE mm
47	TUBE SUPPORTS MATERIAL	C.S.			U-BEND					TYPE FULL
48	BYPASS SEAL	<input type="radio"/> YES <input type="radio"/> NO			TUBE - TUBESHEET JOINT	<input checked="" type="radio"/> EXPND.				<input type="radio"/> STRENGTH WELD <input type="radio"/> SEAL WELD
49	EXPANSION JOINT	<input type="radio"/> YES <input type="radio"/> NO			MATERIAL					TYPE
50	pV ² - INLET NOZZLE	BUNDLE ENTRANCE			BUNDLE EXIT					TUBES °C
51	GASKETS: SHELLSIDE (1)	TUBE SIDE (1)			FLOATING HEAD					
52	CODE: ASME ASME SECT. VIII, DIV.1	STAMP	<input checked="" type="radio"/> YES <input type="radio"/> NO			NAT'L BOARD REG.	<input checked="" type="radio"/> YES <input type="radio"/> NO			TEMA CLASS: R
53	WEIGHTS: DRY	FILLED WITH WATER			BUNDLE					
54	INSULATION	<input checked="" type="radio"/> YES <input type="radio"/> NO			THICKNESS 30/100 mm	INSULATION SUPPORTS REQUIRED	<input checked="" type="radio"/> SHELLSIDE <input checked="" type="radio"/> TUBESIDE			
55	PAINT REQUIRED	<input checked="" type="radio"/> SHELLSIDE <input checked="" type="radio"/> TUBESIDE			SPECIFICATION	BF-4749-000-020-G-100-021				
56	REMARKS:	(1) 304 SS SPIRAL WOUND			(2) STRAIGHT LINE VAPORIZATION			(3) WITH WEIR		
57		(4) SADDLES ARE TO BE FIREPROOFED			(5) TWO UNITS ARE REQUIRED					
58										
59										

Annexe B

Manuel d'utilisation de HYSYS

Démarrage du HYSYS



Choix du système d'unités

tutorial4 - HYSYS.Plant - [PFD - Case (Main)]

File Edit Simulation Flowsheet PFD Tools Window Help

Preferences

Session Preferences (C:\Program Files\AEA Technology\HYSYS.Plant\...)

Simulation

General Options

Options

Desktop

Naming

ToolEis

Assistant

Performance

Simulation

Variables

Reports

Files

Resources

Extensions

Oil Input

Tray Sizing

Save Preference Set...

Load Preference Set...

Session Preferences (C:\Program Files\AEA Technology\HYSYS.Plant\...)

Variables

Units

Formats

Available Unit Sets

EuroSI

Field

SI

Clone

Delete

View Users

Unit Set Name

SI

Display Units

Variable	Unit
Vapour Fraction	Unitless
Temperature	C
Pressure	kPa
Flow	kgmole/h
Mass Flow	kg/h

View ...

Add

Delete

Simulation

Variables

Reports

Files

Resources

Extensions

Oil Input

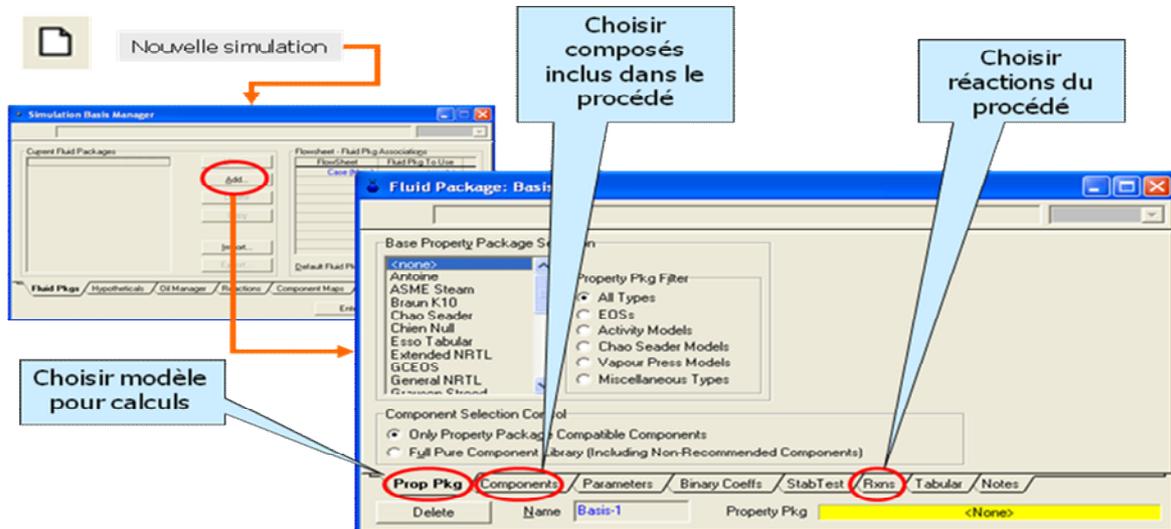
Tray Sizing

Save Preference Set...

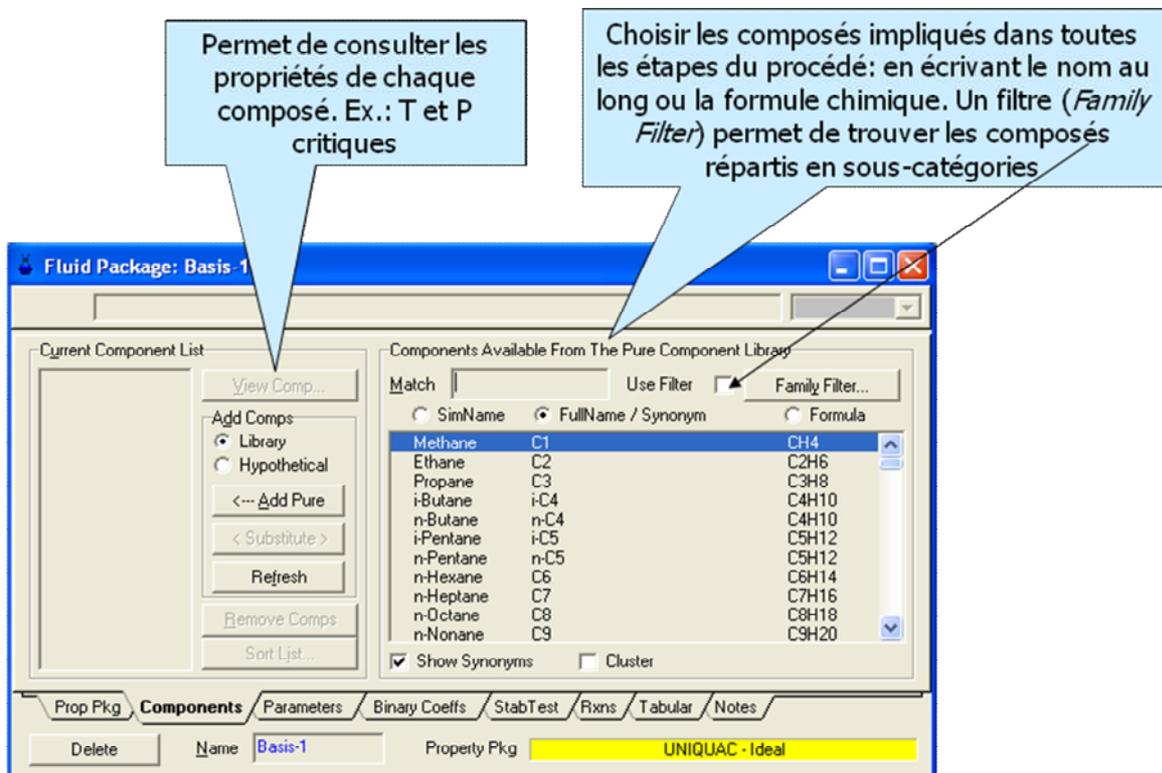
Load Preference Set...

Permet de créer un système d'unités personnalisé en clonant un ensemble déjà existant → les unités peuvent alors être prédéterminées pour chaque variable

Création du « FluidPackage »



Choix des composés du procédé



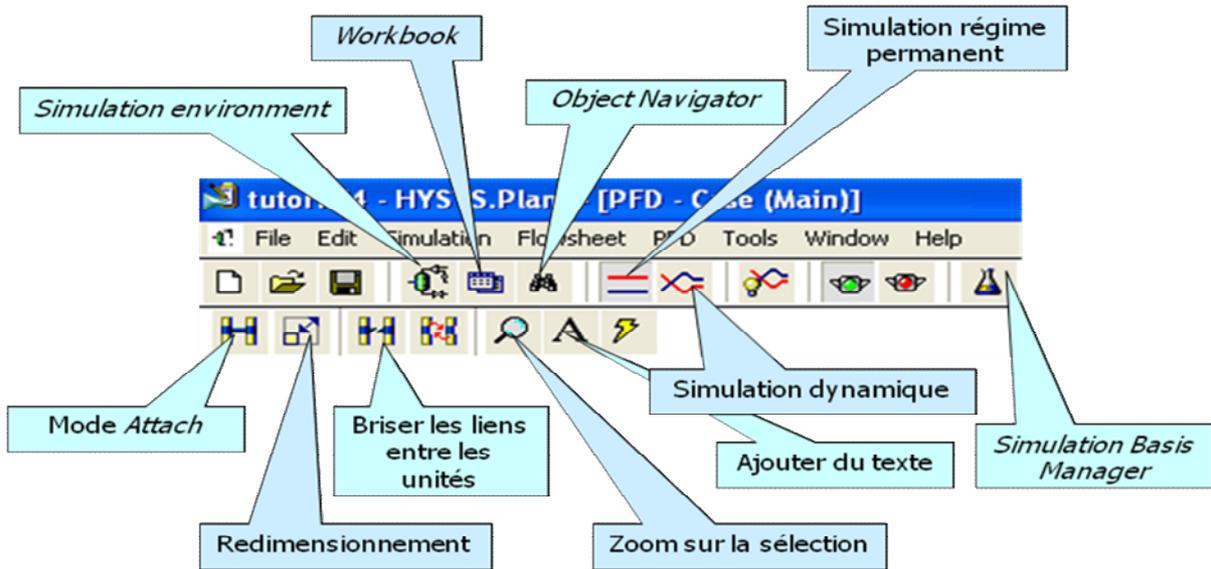
Construction des réactions du procédé

- Ajouter ensemble de réactions
- Simulation Basis Manager
- Ajouter composés
- Ajouter réaction et choisir type de réaction

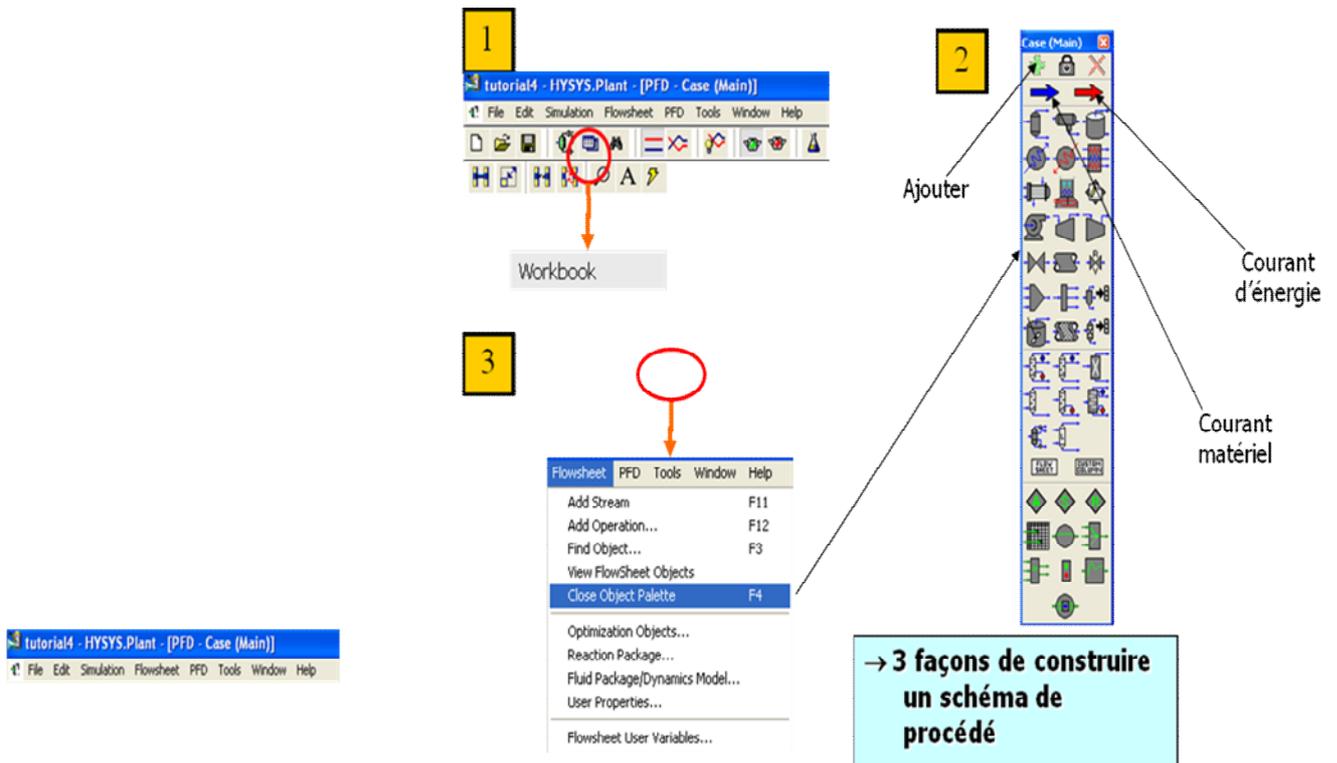
Construction des réactions du procédé (2)

- Ajouter composés faisant partie de la réaction
- Spécifier coefficients stoechiométriques → (-) si le composé est consommé et (+) si le composé est généré
- Spécifier ordre de réaction → ordre = 0 lorsqu'un composé est en excès
- Spécifier paramètres d'Arrhénius A et E (énergie d'activation)
- Spécifier base de la réaction

Types d'environnement HYSYS et barres d'outils



Construction du schéma de procédé



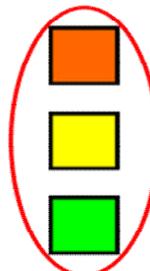
Courants et unités

Worksheet	Stream Name	OxydeProp
Conditions	Vapour / Phase Fraction	<empty>
Properties	Temperature [C]	24.000
Composition	Pressure [kPa]	111.46
Notes	Molar Flow [kgmole/h]	70.000
K Value	Mass Flow [kg/h]	<empty>
	Liquid Volume Flow [m3/h]	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	<empty>
	Std Liq Vol Flow [m3/h]	<empty>

Worksheet Attachments Dynamics User Variables

Unknown Compositions

Delete Define from Other Stream...



Évolution du processus de calcul

- Rouge → informations importantes manquantes
- Jaune → informations importantes données mais degré de liberté > 0
- Vert → courant ou unité complètement définis

Installation d'unités d'opération

MIX-100

Design

Connections

Parameters

Use Variables

Notes

Inlets

Outlet

Design Rating Worksheet Dynamics

Delete Requires a feed stream Ignored

CTR-100

Design

Connections

Parameters

Use Variables

Notes

Inlets

Vapour Outlet

Liquid Outlet

Energy (Optional)

Design Reactions Rating Worksheet Dynamics

Delete Requires a feed stream Ignored

Distillation Column Input Expert

Condenser Energy Stream

Column Name T-100

Inlet Streams

Optional Side Drawers

Reboiler Energy Stream

Bottoms Liquid Outlet

Stage Numbering

Top Down Bottom Up

Connections (page 1 of 4) Cancel

Workbook

tutorial3-reactor - HYSYS.Plant - [Workbook - Case (Main)]

File Edit Simulation Flowsheet Workbook Tools Window Help

Environment: Case (Main)
Mode: Steady State

PropOxide

Name	PropOxide	WaterFeed	MixerOut	Reactor/Vents	ReactorProds	Ovhd Vap
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature [C]	23.89	23.89	23.89	60.00	60.00	70.54
Pressure [kPa]	111.5	111.5	111.5	111.5	111.5	103.4
Molar Flow [kgmole/h]	68.04	277.0	345.0	0.0000	280.6	2.455e-005
Mass Flow [kg/h]	3952	4990	8941	0.0000	8941	1.127e-003
Liquid Volume Flow [m3/h]	4.730	5.000	9.730	0.0000	8.801	1.323e-006
Heat Flow [kJ/h]	-8.234e+006	-7.893e+007	-8.717e+007	0.0000	-9.193e+007	-3.312
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.210e+005					

Streams Unit Ops

FeederBlock, PropOxide
Mixer

Attachments to Current Ob

Workbook - Case (Main)

Mixer

Name	Object Type	Inlet	Outlet	Ignored	Calc. Level
Mixer	Mixer	PropOxide WaterFeed	MixerOut	<input type="checkbox"/>	500
Reactor	Cont. Stirred Tar	MixerOut Coolant	ReactorProds Reactor/Vents Coolant	<input type="checkbox"/>	500
T-100	Distillation	ReactorProds RebOuty	Glycol Ovhd Vap RecyProds CondDuty	<input type="checkbox"/>	2500

View UnitOp Add UnitOp Delete UnitOp

Streams Unit Ops

PropOxide
WaterFeed
MixerOut

Include Sub-Flowsheets

