

UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA

Faculté des sciences et de la technologie et science de la matière

Département Génie des procédés



Mémoire fin d'étude

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : science et technologie et science de la matière

Filière : Génie des procédés

Spécialité : ingénierie de gaz naturel

Présentés par :

- LAÏFA AHMED ESSEDIK
- BOUTADJINE SOUFYANE

Thème :

**Etude comparative entre deux procédés de
liquéfaction du gaz (PRICO et APCI)**

Soutenu publiquement

Le : 16 / 06 / 2013

Devant le jury :

M ^{me}	Z. GHIABA	MAA	Président	UKM Ouargla
M ^{me}	S. BENABDESSELAM	MAA	Encadreur	UKM Ouargla
M ^{me}	H. IZZA	MAA	Examineur	UKM Ouargla

Année universitaire : 2012 /2013



Remerciements

*En premier lieu, nous tenons à remercier notre Dieu,
notre créateur, pour le courage et la patience qu'il nous a
donné pour accomplir ce travail.*

*Nous remercions notre encadreur M^{me} S. Benabdeselem
pour ses orientations et conseils.*

*nous tenon à notifier un remerciement spécial a tous les
travailleurs du complexe de liquéfaction de gaz de SKIKDA*

*Nous tenons aussi à exprimer nos profonds remerciements à
nos enseignants de l'université de KASDI MERBAH
OUARGLA .*

*nous derniers remerciement et ces ne sont pas les moindres ,
vont à tous ce qui ont contribué de près ou de loin pour
l'aboutissement de ce travail*



LASE et SOUFIANE



DEDICACE

Je dédie ce modeste travail aux deux êtres qui me sont très chers dans cette vie, à savoir mon père et ma mère. Je leur dis merci papa du fond de mon cœur pour ton éducation, ton sacrifice, ton assistance et pour ce tu m'as fait et qui m'a permis d'avoir cette réussite et ce bonheur.

Je te dis merci et mille fois merci maman pour ta patience, ton courage et ton sacrifice pour moi.

Avec toute ma fidélité et tout mon amour pour vous, mes parents, je ne pourrai jamais égaler votre mérite.

A mes chères sœurs AMIRA, ASMA, OUMAYMA et la petite SAOUSSANE qui n'ont jamais cessés de m'encourager.

A mes amis, NASRO, HAMZA, YACINE, SAMIR, SEIF EDDINE, IMAD, AHMED, YAHIA, TARIK, ABD AL ALI, ALAA EL DINE, ainsi que ANISSA, HALA, IHCEN, ASMA, et ma fidèle amie SOUMAYA.

A Tout mes amis dans les différentes wilayas que je les visiter.

A la fin je dédie tout ce qu'ils ont m'aider dans mon parcours scolaire de proche ou de loin.

BOUTADJINE Soufyane.





DEDICACE

*J'ai le grand honneur de dédier ce travail A celui qui
fait de moi un homme, Ma très chère mère **Hassina**
mon très cher père **Madjid Rida***

et

*A Mes chères soeurs **Ikrâm** et **Rachâ***

*A mes frères : **Haroun** et **Djâber***

*A toute ma famille **LAIFA** et **BOU'TABA***

*A notre Encadreur **S. Benabdesslem***

*A tous mes amis : **Houssein, Djâmel, Azou, Zaki, Farouk**
Madjed, Elhadj noureddine Ali, Yasser, Abdelhak,
Narimen, Amel, Ihsen et Asma.*

A tous ceux qui sèment le bonheur sur mon chemin.

*A toutes les enseignantes et tous les enseignants de
génie de gaz naturel et Tous le groupe **I.G.N.***

*A tous les habitants de **Skikda** et **HMD.***

A tous ceux que j'aime.



LASE

Sommaire:

Introduction générale.	01
CHAPITRE I	
I.1. Présentation du complexe.	02
I.2. Composition du gaz d'alimentation.	03
I.3. Train de liquéfaction et de fractionnement	04
I.3.1. Traitement du gaz naturel.	04
I.3.1.1. Introduction.	04
I.3.1.2. Décarbonatation.	04
I.3.1.3. Déshydratation.	05
I.5. Démercurisation	07
I.3.2.1. But de liquéfaction.	07
I.3.2.2. Le procédé PRICO.	08
I.3.2.3. Le procédé APCI.	09
a. Cycle de pré- refroidissement au propane.	10
b. Cycle de réfrigération MR.	10
c. Cycle de réfrigération propane.	11
I.3.3. La composition de GNL	12
I.4. Fractionnement des produits lourds.	12
CHAPITRE II	
II. La comparaison technique entre le procédé APCI et le procédé PRICO.	15
II.1. Comparaison entre l'échangeur à plaque et l'échangeur bobiné.	15
II.2. Comparaison entre les aéro réfrigérants et les condenseurs à eau.	16
II.3. Comparaison entre la vanne Joule-Thomson et le turbo-exéandre.	17
II.4. Comparaison entre la turbine à vapeur et à gaz.	18
II.4.1. La turbine à vapeur (PRICO).	18
II.4.1.1. Calcul Thermodynamique cycle de HIRN.	18
II.4.2. La turbine à gaz (APCI).	20
II.5. Comparaison entre les compresseurs utilisés au procédé APCI et l'autre de PRICO.	21
II.5.1. compresseur utilisé au Procédé PRICO.	21
II.5.1. 1. Composition de MCR.	21
II.5.1.2. Le calcul thermodynamiques de compresseur axial.	22
II.5.1.3. Calcul des travaux et rendement du compresseur MCR.	23

II.5.2. compresseur utilisé au Procédé APCI.	24
II.5.2.1. Composition MR APCI.	24
II.5.2.2. Le calcul thermodynamiques des compresseurs procédé APCI.	25
CHAPITRE III	
III. La comparaison économique environnementale.	29
III.1. le fuel gaz.	29
III.1.2. Les sources de fuel gaz au niveau du complexe.	29
III.1.2.1. Déazoteur	30
III.1.2.2. Fuel gaz de retour de l'unité d'hélium.	30
III.1.2.3 Boil-off.	30
III.1.2.4 Gaz venant de l'alimentation.	30
III.2. La vapeur d'eau.	30
III.3. Gaz torchés.	30
III.4. Taux de conversion de GN en GNL.	31
III.5. L'auto consommation du GN.	31
III.6. Environnement.	31
III.7. Le boil-off et ces différents types.	32
III.8. L'alimentation en électricité.	32
Conclusion général.	33
Recommandation	34
Bibliographie.	
Résumé.	
Annexes (1, 2, 3, 4, 5, 6).	

Liste des tableaux :

Tableau I.1: Composition du gaz naturel.	03
Tableau I.2 : la composition de GNL de Skikda.	12
Tableau I.3 : description des colonnes de fractionnement.	13
Tableau I.4: représente les débits des sous produits finis.	14
Tableau II.1 : Comparaison entre les échangeurs compacts brasés en aluminium et ceux de bobinés.	15
Tableau II.2 : différence entre un aéro réfrigérant et un réfrigérant à eau.	16
Tableau II.3 : L'abaissement de la température et de la pression.	17
Tableau II.4 : Les paramètres dans les différents points du cycle.	18
Tableau II.5 : la composition de l'MCR.	21
Tableau II.6 : les caractéristiques du compresseur axial.	22
Tableau II.7 : propriété de l'MCR (PRICO).	22
Tableau II.7 : propriété de l'MCR (PRICO).	23
Tableau II.9 : la composition de l'MCR.	25
Tableau II.10 : les caractéristiques des compresseurs.	25
Tableau II.11 : propriété de l'MCR (APCI).	25
Tableau II.12 : les facteurs de compressibilité d'aspiration, refoulement et moyen.	26
Tableau III.1: la consommation et la production des différentes unités.	29

Liste des figures :

Figure I.1 : schéma processus de traitement et liquéfaction du GN.	04
Figure I.2 : schéma processus de décarbonatation du GN.	05
Figure I.3 : schéma processus de déshydratation du GN.	06
Figure I.4 : schéma processus de démercurisation du GN.	07
Figure I.5 : schéma simplifié de procédé PRICO.	08
Figure I.6 : schéma simplifié de procédé APCI.	10
Figure I.7 : schéma simplifié de Fractionnement des produits lourds.	13
Figure II.1 : cycle de vapeur.	18

La nomenclature:

AC: auto consommation.

APCI: Air Product and Chemicals Incorporation.

BP: basse pression.

bu-pro: butane-propane.

COV: composés organiques volatils.

CO₂:Le gaz carbonique.

C_p : chaleur spécifique.

CP-1/K: complexe pétrochimique de Skikda.

CWHE: Coil-Wound Heat Exchanger.

R_{fa} :Rendement de l'alternateur.

Q_C :Débit initial du combustible.

GL1K :complexe de liquéfaction du gaz naturel de Skikda.

GN: gaz naturel.

GND: gaz naturel décarbonaté.

GNL : gaz naturel liquéfié.

GNT: gaz naturel traité.

GPL: gaz de pétrole liquéfié.

h_i :l'enthalpie au point T_i.

Hg: Le mercure.

HP: haut pression.

I : Intensité mesurée.

I_r : Intensité nominale à pleine charge.

KBR: Kellogg Brown Root Int Inc.

K : L'exposant adiabatique.

MCR: Multi Compound Réfrigérant.

MEA : monoéthanolamine.

Méga train: le nouveau train de liquéfaction de Skikda.

MP: moyenne pression.

MR: mixed réfrigérant.

n : l'exposant poly topique.

P : la puissance.

PCS: pouvoir calorifique supérieur.

PEBD: poly éthylène basse densité.

Fp : Facteur de puissance mesuré.

pf_r : Facteur de puissance mesuré à pleine charge.

PRICO: Pritchard Corporation.

PFHE: Plate Fin Heat Exchanger .

PVC: poly vinyle chlorite.

P_{asp} / T_{asp} : pression et température d'aspiration.

P_{ref} / T_{ref}: pression et température de refoulement.

Q : le débit massique de l'MCR.

Q_{C1} : débit du méthane dans la charge.

Q_{GNL}= Débit de GNL produit.

P_{IGT} : Puissance d'entrée initiale de la turbine à gaz.

R : rendement thermique corrigé de la turbine à gaz.

RA-1/K: raffinerie de Skikda.

R_{ad} : rendement adiabatique.

TAG: turbine à gaz.

TAV: turbine à vapeur.

TC: Taux de conversion

T_c, P_c : Température, pression critique.

T_r, P_r : Température, pression réduite.

V : Tension mesurée.

V_r : Tension nominale.

W_{ad} : travail adiabatique.

W_{rée}: travail réel.

Y : la fraction molaire du constituant.

Y : Constante de phase.

Y_{C1} : la fraction molaire du C₁.

Z : facteur de compressibilité.

1ppm: partie par million volume.

p: différence de pression.

Introduction général

Le développement du commerce du GNL s'est accru grâce à l'augmentation de la consommation du gaz naturel dans le monde, et aux distances sans cesse croissantes entre régions productrices et consommatrices. En effet, jusqu'au début des années 50, les gisements de gaz naturel étaient concentrés dans les zones fortement industrialisées (Etats Unis, Europe). Les gisements découverts par la suite dans des zones plus éloignées en Afrique, en Asie du Sud Est, au Moyen Orient, ont nécessité la mise en œuvre d'une technologie spécifique ; la liquéfaction du gaz pour l'acheminement de cette énergie vers les gros consommateurs.

Le choix de la réalisation d'une chaîne de GNL (usine de liquéfaction, transport par méthaniers, terminal méthanier) s'est imposé quand la réalisation de gazoducs devenait trop coûteuse en raison de la distance ou des conditions techniques trop difficiles.

La liquéfaction du gaz permet de concentrer un maximum d'énergie dans un volume donné (600 m³ de gaz sont concentrés dans 1 m³ de liquide). Après liquéfaction, le GNL est chargé sur des méthaniers pour être acheminé vers les terminaux de réception où il sera revaporisé pour être distribué aux consommateurs.

Notre travail, élaboré à l'issue d'un stage pratique au niveau de GL₁K, Méga train à Skikda, consiste en une étude comparative entre deux procédés de liquéfaction de gaz naturel, à savoir les procédés PRICO et APCI. Le travail est subdivisé en trois chapitres : Quant au premier, il est consacré à une présentation du complexe, des généralités sur le traitement du gaz naturel, ainsi à la liquéfaction par les deux procédés cités précédemment. Quant au deuxième, il représente une étude technique comparative entre les équipements propres à chaque procédé (échangeurs, compresseurs et turbines...). Le troisième chapitre renferme une étude économique et environnementale permettant la comparaison entre les deux procédés en question. Enfin, une conclusion qui résume les différents résultats de notre travail.

Introduction :

Dans le cadre de l'objectif stratégique de valorisation des ressources en gaz naturel principalement du gisement de HASSI R'MEL, des usines de GNL ont été construites dans le nord du pays, dont le but principal est l'exportation du GNL vers l'Europe et les USA par méthaniers. Parmi ces usines, nous citons le complexe de GL₁K de SKIKDA dont le chantier a débuté en mars 1969 et la production en Novembre 1972.

I.1. Présentation du complexe GL₁K :

Ce complexe s'étend sur une superficie de 92 hectares et reçoit le gaz par pipe de 40 pouce et d'une longueur de 580 km, du gaz naturel (GN) pressurisé à 42 bars au niveau des stations de compression et provenant du gisement de HASSI R'MEL. Sa Capacité annuelle de production est de 13.2 millions de m³ de GNL et une capacité de stockage de 308 000 m³ de GNL, il emploie 1200 travailleurs permanents. Un nouveau train de GNL (MEGA TRAIN) est situé à l'intérieur de l'enceinte du complexe GL-1/K, au Nord-Ouest des trains de liquéfaction existants.

Le nouveau train de GNL a été conçu pour une capacité de production annuelle de 4,5 millions de tonnes de GNL. Le complexe comprend principalement :

- 1- Six (06) trains de liquéfaction de GNL (U10, U20, U30, U40, U5, U6) et le MEGA TRAIN.
- 2- Une unité GPL pour le fractionnement du **bu-pro** et le stockage du **propane** et du **butane**.
- 3- Un parc de stockage et des installations d'enlèvement conséquents comprenant:
 - Cinq bacs de Stockage de GNL d'une capacité totale de 308 000 m³.
 - Un bac de stockage de GNL de 150 000 m³. Il est du type confinement intégral avec une structure extérieure en béton armé précontraint à toit suspendu et une cuve interne en acier conçu pour le MEGA TRAIN
 - Deux pompes de GNL.
 - Deux postes de chargement de GNL.
- 4- Une unité centrale pour la production des utilités :
 - Electricité.
 - Vapeur.
 - Air instrument et Service.
 - Azote.
 - Eau déminéralisée et distillée.

- Hypochlorite de sodium (Eau de Javel), destiné à la réinjection en amont des deux pompes BERGERON.

En plus du GNL le complexe produit :

- 1029 T/J d’Ethane (C₂H₆).
- 978T/J de propane (C₃H₈).
- 680T/J de butane (C₄H₁₀).
- 917T/J de naphta léger (C₅H₁₂) [1].

NB : La capacité de production du complexe a été réduite suite à l’incident du 19/01/2004.

I.2. Composition du gaz d’alimentation :

Le Tableau I.1 donne la Composition du gaz naturel HASSI R’MEL.

Tableau I.1: Composition du gaz naturel HASSI R’MEL [1].

Composants	Pourcentage molaire (%)
He	0.19
N ₂	5.78
CH ₄	82.49
C ₂ H ₆	7.25
C ₃ H ₈	2.35
iC ₄ H ₁₀	0.47
nC ₄ H ₁₀	0.68
iC ₅ H ₁₂	0.15
nC ₅ H ₁₂	0.19
C ₆ +	0.23
CO ₂	0.21
H ₂ O	0.01
Pouvoir calorifique supérieur PCS k.cal / Nm ³	10,95
Poids moléculaire	19,11

I.3. Train de liquéfaction et de fractionnement :

Avant la liquéfaction, le gaz naturel doit subir plusieurs traitements pour être débarrassé des éléments nuisibles au fonctionnement de l’installation :

- Le gaz carbonique (CO₂).
- L’eau (H₂O).
- Le mercure (Hg).

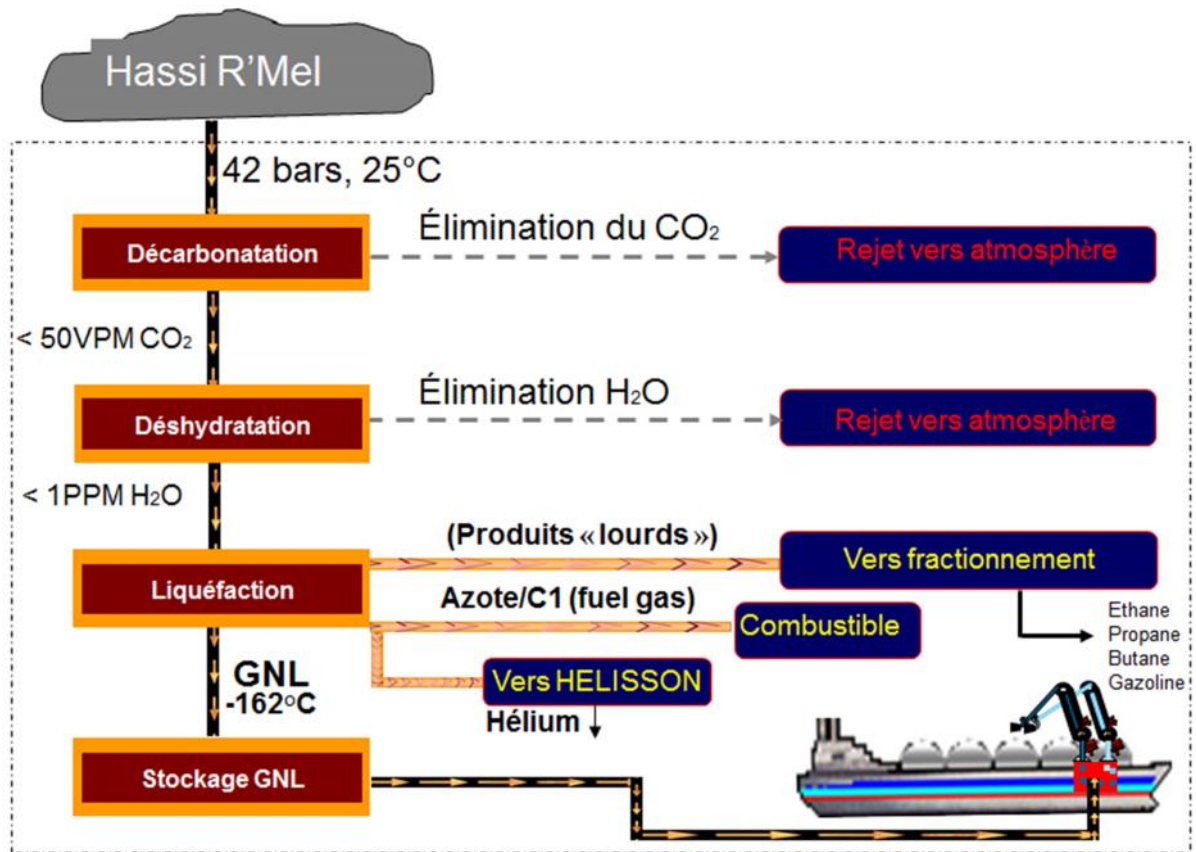


Figure I.1 : Schéma processus de traitement et liquéfaction du GN.

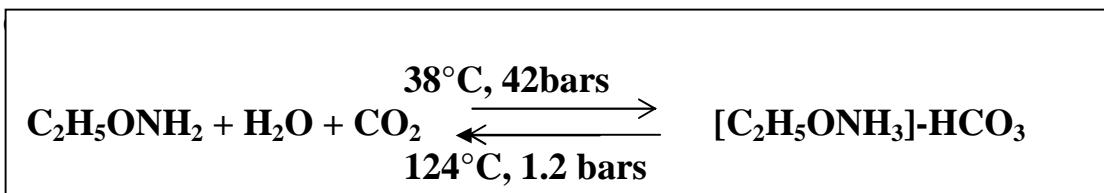
I.3.1. Traitement du gaz naturel :

I.3.1.1. Introduction :

Le gaz de HASSI R'MEL contient du gaz carbonique et de vapeur d'eau lequel s'il n'y avait pas de traitement préalable, donnerait en cours de liquéfaction des hydrates et des composés solides provoquant le bouchage des équipements à basse température (givrage).

I.3.1.2. Décarbonatation :

Le gaz carbonique (CO₂) est extrait du gaz naturel par lavage de celui-ci à contre-courant dans une colonne par une solution aqueuse à 15% massique de mono-éthanolamine



A la température d'environ 38°C (42bars) l'amine et le CO₂ forment un complexe, tandis qu'à chaud et basse pression (124°C, 1.2bars), le complexe se déduit librement le CO₂ et régénérant ainsi le MEA [2].

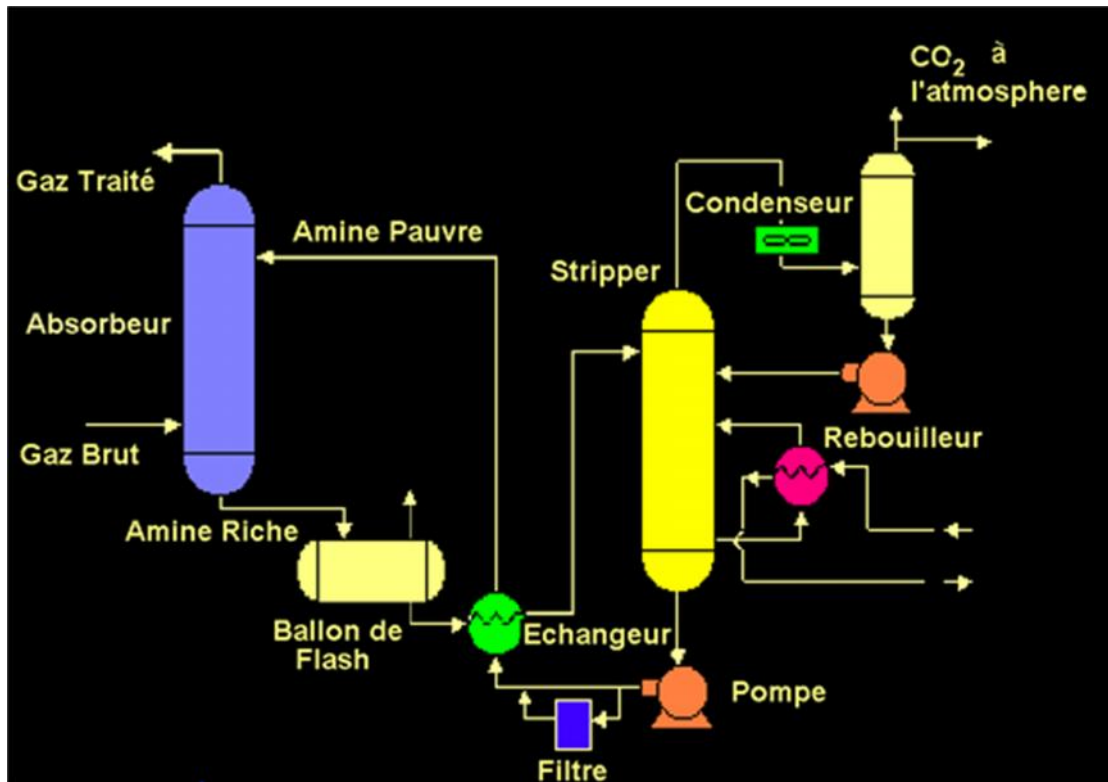


Figure I.2 : schéma processus de décarbonatation du GN.

- **Les Conséquences Du Bouchage**

Si le passage de CO_2 est momentané, cela pourra se traduire par une baisse de rendement de l'installation, étant donné la diminution des échanges thermiques au niveau de l'échangeur principal de la liquéfaction, du fait de la fixation du CO_2 à l'intérieur des tubes.

Si le passage de CO_2 est important, l'arrêt de la liquéfaction est impératif. Une fois l'unité à l'arrêt, le CO_2 est éliminé par balayage au gaz naturel traité et chauffé progressivement jusqu'à 60°C max.

I.3.1.3. Déshydratation :

A sa sortie de la colonne de lavage, le gaz décarbonaté saturé en eau. Il est refroidi dans le condenseur à une température de 29°C pour condenser l'eau qu'il contient, puis le séparer dans un ballon où on récupère 47 % de son eau. Les 53% restants dans le GND sortant par la tête du ballon sont récupérées dans les sécheurs à lit de tamis moléculaires par adsorption, qui est effectuée à haute pression (40 bars) et une basse température (25°C) (voir figure I.3).

L'adsorption est un procédé sélectif de séparation qui permet à un solide de fixer à sa surface certains types de molécules. C'est un phénomène réversible ; par l'action de la chaleur il est possible de libérer à nouveau les molécules adsorbées, c'est la désorption (régénération),

le gaz de régénération réchauffé à 300°C circule de bas en haut et même circulation du gaz de refroidissement [2].

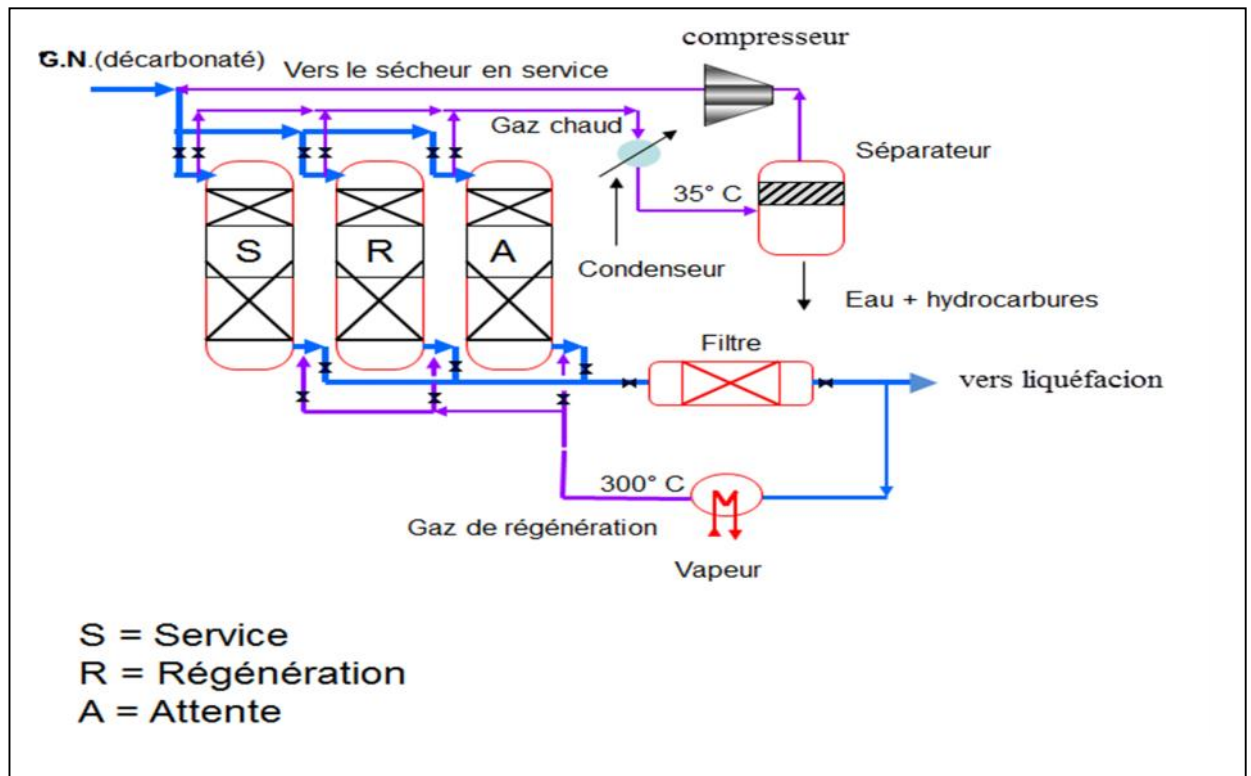


Figure I.3 : schéma processus de déshydratation du GN.

On distingue trois colonnes qui travaillent alternativement comme suit :

- 08 heures de séchage en continu de GN.
- 04 heures de régénération par circulation du gaz chaud.
- 04 heures de refroidissement par circulation du gaz froid
- 08 heures d'attente.

Remarque :

La déshydratation est prévue pour abaisser la teneur en eau du gaz jusqu'à **1ppm** au minimum et elle est suivie par une filtration qui sert à piéger toutes les particules solides qui dépassent 2 µm de dimension.

Le GN déshydraté à la sortie des sècheurs passe par le filtre à cartouches pour le débarrasser de la poussière, la permutation des filtres se fait lorsque la perte de charge mesure par la (p) atteint 0,7 bar.

I.3.1.4. La démercurisation :

Le système de démercurisation est situé en aval du système de déshydratation et en amont de la colonne de lavage (déméthaniseur). Il est conçu pour éliminer le mercure du gaz d'alimentation et empêcher la corrosion des sections cryogéniques de l'usine.

Le gaz d'alimentation descend à travers l'adsorbeur de mercure qui contient un lit de charbon actif imprégné de soufre qui réduit le niveau de mercure dans le gaz à moins de 5ng/Nm^3 . Un indicateur de pression différentielle (PDI) renseigne sur le degré d'encrassement du démercuriseur. Puis il traverse un filtre pour retenir 99.5 % des particules entraînées de 10 microns.

Un jeu de vannes de by-pass est installé autour du filtre afin de permettre son isolement et le remplacement des éléments du filtre.

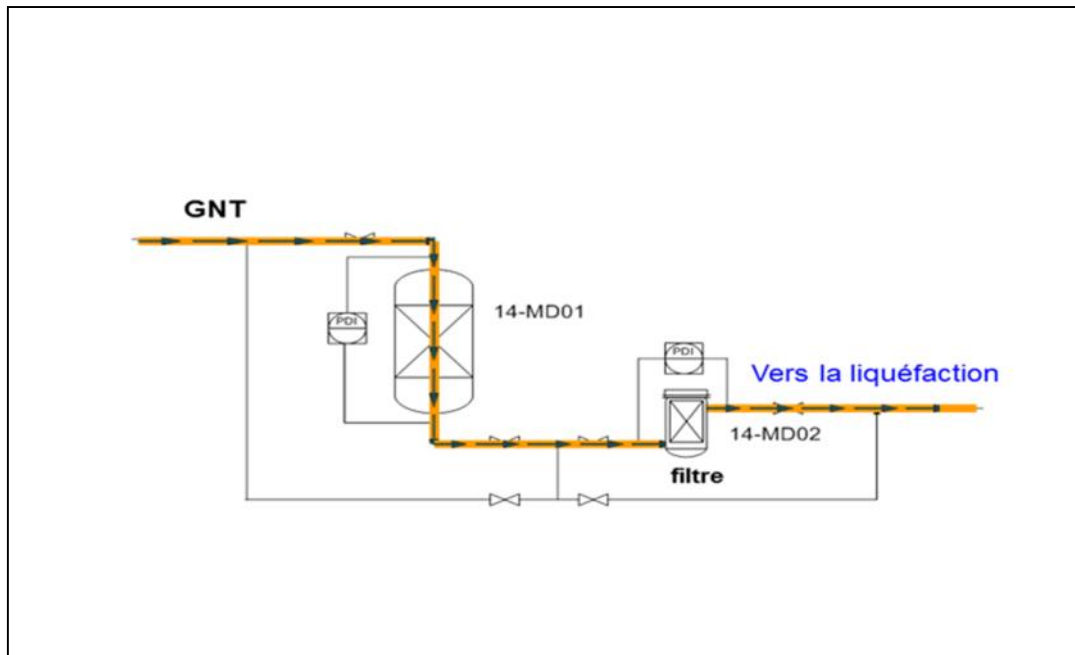


Figure I.4 : Schéma processus de démercurisation du GN.

I.3.2. La Liquéfaction :

I.3.2.1. But de la liquéfaction :

Le gaz naturel est à l'origine gazeux, il est rendu liquide (liquéfié) à une température de -162 °C et à une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique.

Cette transformation, qui réduit le volume du gaz naturel de 600 fois environ, permet de transporter de grandes quantités d'énergie dans des volumes réduits.

Le GNL est transporté par navires (méthaniers) et déchargé sur des sites de regazéification, nommés terminaux méthaniers.

Sur ces terminaux, situés généralement près des zones de consommation, le GNL est regazéifié (par réchauffage dans des serpentins à l'eau de mer ou à l'eau chaude) et injecté dans le réseau de transport de gaz naturel.

I.3.2.2. Le procédé PRICO :

Ce procédé est utilisé dans les unités 5 et 6 réalisées par la compagnie 'Pritchard Corporation', la première mise en service a été le **05/09/1980** (pour l'unité 5) et le **22/06/1981**(pour l'unité 6).

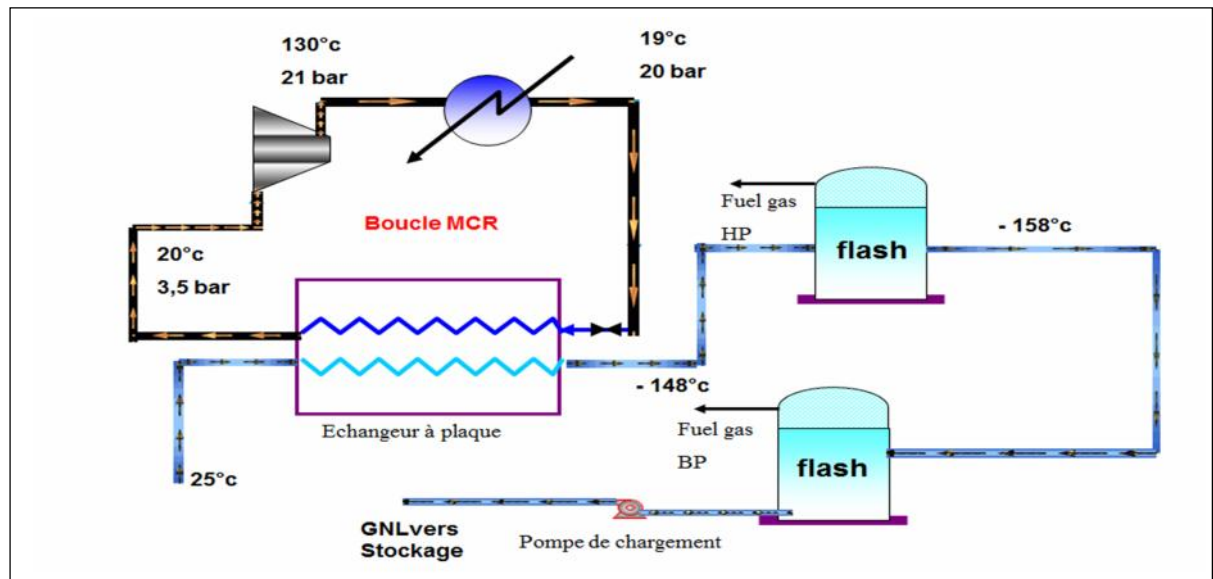


Figure I.5 : Schéma simplifié du procédé PRICO.

Cette section assure la liquéfaction du gaz naturel traité suivant le procédé PRICO. A l'entrée du complexe, le gaz est à 29 °C et il sort liquide à environ -160 °C pour être stocké. Ceci met en jeu un réfrigérant unique composé d'hydrocarbures et d'azote MCR (Multi - Components - Réfrigérant), il extrait de la chaleur du côté basse pression de la boucle dans des échangeurs à plaques appelés boites froides.

Le GNT est d'abord refroidi à environ - 65 °C (1^{er} passage) dans les échangeurs cryogéniques, puis envoyé au déméthaniseur pour la récupération des hydrocarbures lourds condensés. Les produits de tête du déméthaniseur en majorité du méthane, éthane et gaz inertes retournent vers les échangeurs (2^{eme} passage) où ils sont refroidis jusqu'à une température de - 144 °C. Le gaz naturel liquéfié en provenance des échangeurs de réfrigérant subit une détente de 32 bars à 3,5 bars dans le ballon de flash HP. Le liquide passe dans le

ballon de flash BP lequel subit une deuxième détente de 3,5 bars à 1,4 bars provoquant une chute de la température jusqu'à $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Le gaz de flash HP est envoyé dans le réseau gaz combustible après avoir cédé ses frigories dans l'échangeur. Le compresseur reprend les gaz du ballon de flash à la pression du collecteur gaz combustible vers le ballon de gaz combustible de la chaudière.

Le procédé PRICO utilise comme fluide frigorigène un mélange d'hydrocarbures légers et d'azote appelé MCR. Ce dernier est comprimé à 20 bars par un compresseur axial entraîné par une turbine à vapeur. Une batterie d'échangeurs à eau de mer permet l'extraction d'une partie importante de la chaleur et la condensation partielle du réfrigérant dans le ballon. Ce ballon joue le rôle d'un séparateur des phases vapeurs et liquides. La phase liquide est pompée par une des deux pompes du réfrigérant située au bas du ballon tandis que la partie vapeur quitte le haut du ballon. Ces dernières sont ensuite acheminées séparément vers les boîtes froides où elles sont ré mélangées à l'entrée de chaque noyau.

Le mélange obtenu qui constitue le fluide frigorigène haute pression traverse toute la longueur des échangeurs cryogéniques pour sortir en phase liquide à une température de $-144\text{ }^{\circ}\text{C}$. Une détente à travers des vannes Joule-Thomson permet un refroidissement supplémentaire jusqu'à $-150\text{ }^{\circ}\text{C}$. Le produit obtenu constitue le fluide frigorigène à basse pression. Ce dernier qui circule sur toute la longueur des noyaux à contre-courant du gaz naturel (1^{ère} et 2^{ème} passe) et de réfrigérant à haute pression cède ses frigories à ces derniers pour sortir en phase vapeur et retourner aux ballons d'aspiration du compresseur à une température de $19\text{ }^{\circ}\text{C}$ et une pression de 3,5 bars [1].

I.3.2.3. Le procédé APCI :

Ce procédé est utilisé dans le complexe "MEGA TRAIN" réalisé par la compagnie Kellogg Brown Root Int Inc "KBR", la première mise en service a été le **24/02/2013**.

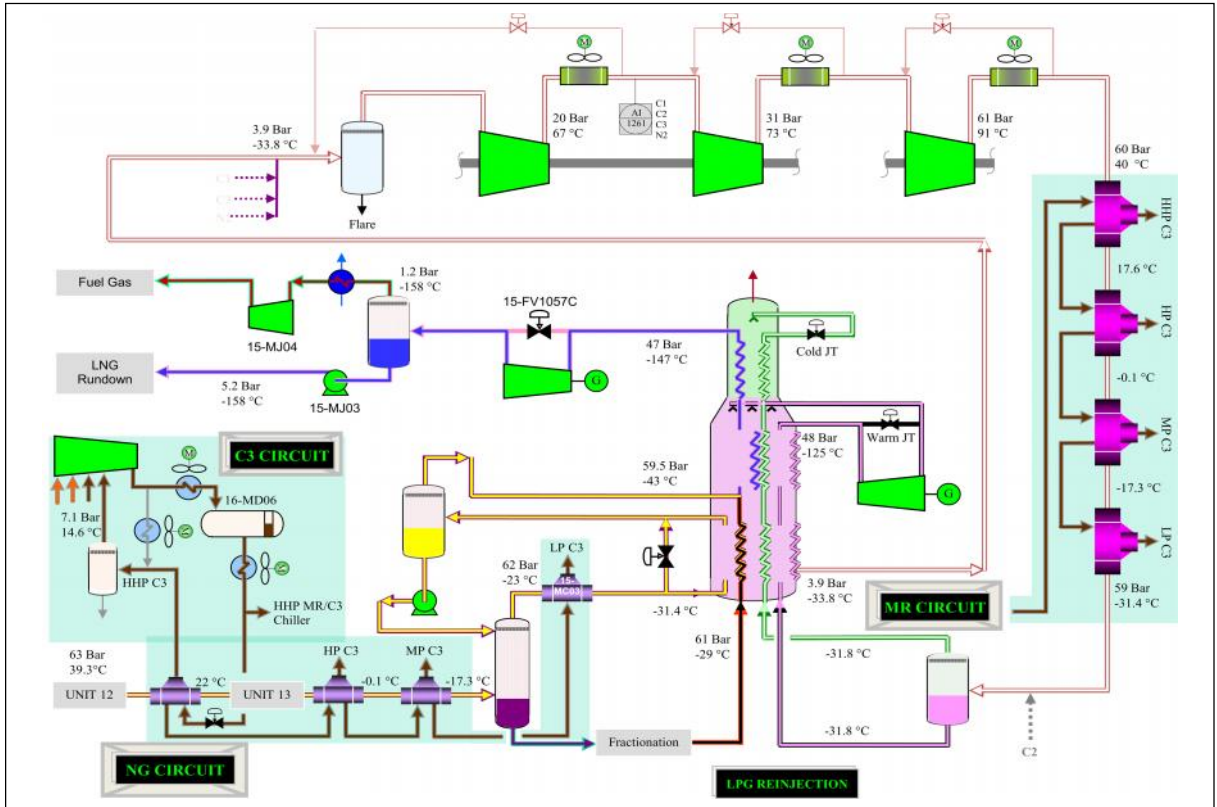


Figure I.6 : Schéma simplifié du procédé APCI.

a. Cycle de pré-refroidissement au propane :

Sortant des sécheurs, le gaz naturel subit son premier stade de refroidissement, c'est un cycle de pré-refroidissement au propane où le gaz passe de la température ambiante à une température de (-35°C). Cette opération s'effectue à trois (03) niveaux de réfrigération distincts; haut, moyen et bas. La fonction de compresseur est assurée par le compresseur propane à trois étages (Voir annexe 06).

b. Cycle de réfrigération MR :

Le MR refoulé par le corps basse pression du compresseur a une pression 20.16 bars et a une température de 62.43°C est refroidi dans des aéro-réfrigérants à 34°C, puis refoulé par le corps moyenne pression à une pression 31.35 bars et une température de 65.48°C et refroidi dans des aéro-réfrigérants intermédiaires à 35°C, avant d'être envoyé à l'aspiration du corps haute pression.

Il est à noter que :

- Les compresseurs MR- (BP et MP) sont entraînés par la même turbine à gaz,
- Le compresseur MR-HP est entraîné par la turbine du compresseur propane.

Après le refoulement du corps HP à une pression 62.09 bars et une température de 85.88°C, le MR est refroidi dans les aéro-réfrigérants à 41°C. Il est divisé par la suite en deux parties :

- 2/3 de la quantité de MR traverse en série 4 échangeurs refroidis par la boucle principale Propane.
- 1/3 de la quantité de MR traverse en série 4 échangeurs refroidis par la boucle externe Propane.

Le MR sort de ces deux séries d'échangeurs à -35°C sous forme de mélange de liquide et vapeur, il est récupéré dans le ballon où ils sont séparés.

Le liquide et la vapeur sont ensuite envoyés séparément vers l'échangeur principal pour s'auto refroidir et liquéfier le gaz naturel (Voir annexe 05).

- **Rôle de la boucle de réfrigération MR:**

Refroidir et liquéfier le gaz naturel de -35°C à -149°C dans l'échangeur principal.

Le fluide réfrigérant utilisé est du MR (Mixed Réfrigérant) fabriqué à partir des constituants du gaz naturel produits dans l'unité de fractionnement.

- c. **Cycle de réfrigération propane :**

Le propane refoulé à une pression de 16.76 bars et une température de 70°C par le quatrième étage du compresseur est refroidi à 49°C, puis complètement condensé dans les aéro-réfrigérants. Le propane liquide est ensuite stocké dans un ballon à partir du quelle, il est refroidit à 30.6°C dans les aéro-réfrigérants. Suite à cela :

- Il alimente les réfrigérants de MR qu'il va le refroidir par détente et vaporisation coté calandre. Le propane vaporisé revient respectivement vers le 4ème, 3ème, 2ème et premier étage du compresseur de propane.
- Il alimente les réfrigérants de gaz naturel qu'il va le refroidir par détente et vaporisation coté calandre. Le propane vaporisé revient respectivement vers le 4^{ème}, 3^{ème}, 2^{ème} et 1er étage du compresseur de propane.

En cas de nécessité, un appoint de propane peut être fait à partir de l'unité de fractionnement.

- **Le rôle de boucle de réfrigération propane :**

- Refroidir 2/3 du réfrigérant MR de 40°C à -36° C avant son entrée dans l'échangeur principal.

- Refroidir le gaz naturel à - 35°C dans les pré-refroidisseurs de gaz avant son entrée à la tour de lavage [3].

I.3.3. La composition du GNL :

La composition du GNL de Skikda est représentée dans le tableau ci-dessous.

Tableau I.2 :la composition du GNL de Skikda [4].

Composition(%)	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ ⁺	PCS (kcal/Nm ³)	M _{moy} (kg/m ³)
GNL	0.85	91.5	5.64	1.5	0.5	0.01	10.66	451

I.4. Fractionnement des produits lourds :

Les produits lourds sont en grande majorité extraits du gaz naturel , ceci pour deux raisons :

- Ils entrent en très faible proportion dans la composition du GNL requise par les clients.
- Leur solubilité dans le GNL décroissante avec la baisse de température, ils risquent de provoquer des bouchages dans les échangeurs de la liquéfaction.

D'après la figure I.6, les produits sont valorisés séparément :

- L'éthane est expédié vers le complexe CP-1/K pour servir de charge pour la fabrication de l'éthylène et dérivés (PVC et PEBD "Poly Ethylène Basse Densité").
- Le propane et le butane sont envoyés sous forme de coupe "bu-pro" à l'unité GPL où ils sont séparés dans une tour de distillation: Le propane est essentiellement destiné à l'exportation. Le butane est consommé sur le marché intérieur.
- La fraction la plus lourde, appelée gazoline ou naphta léger est envoyée à la raffinerie de Skikda (RA-1/K).

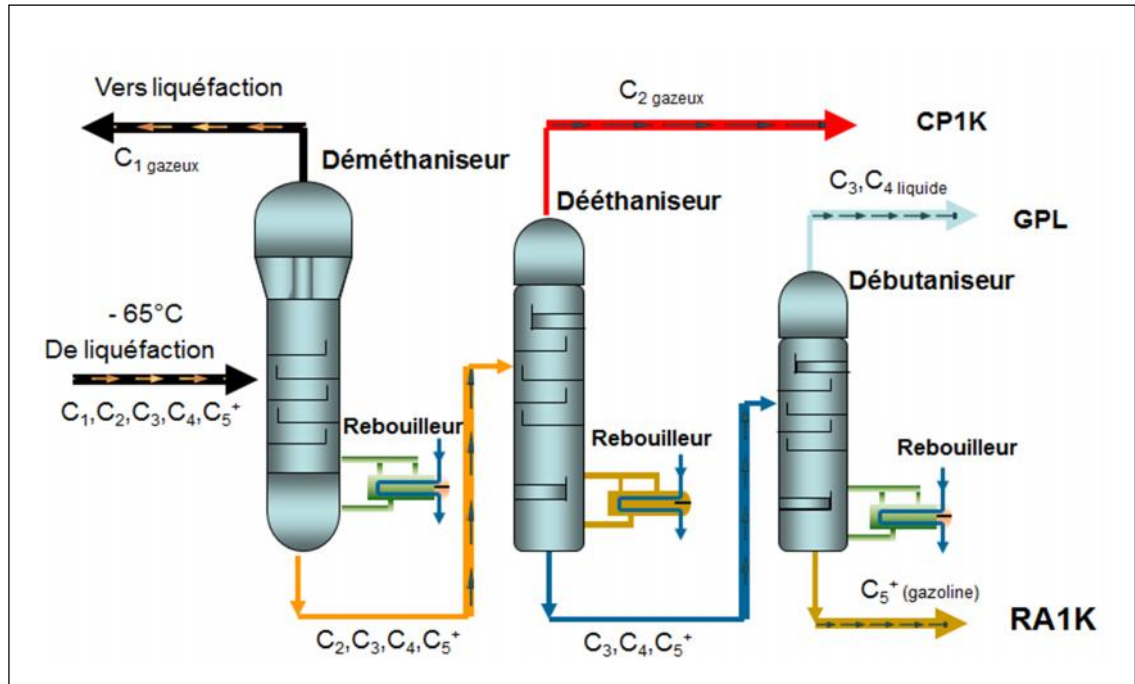


Figure I.7 : Schéma simplifié du fractionnement des produits lourds

Le tableau I.3 représente les caractéristiques de toutes les colonnes utilisées dans le fractionnement.

Tableau I.3 : Description des colonnes de fractionnement [1].

	Déméthaniseur	Dééthaniseur	Débutaniseur	Séparateur C ₃ /C ₄
Le rôle	Séparer le C ₁ de la charge	Séparer le C ₂ de C ₃ ⁺	Séparer le C ₃ /C ₄ du C ₅ ⁺	Séparer le mélange C ₃ /C ₄
Nombre de plateaux	19 plateaux	32 plateaux	30 plateaux	20 plateaux
L'entrée de la charge	1 ^{er} plateau	13 ^{ème} ou 15 ^{ème} plateaux	15 ^{ème} plateaux	10 ^{ème} plateaux
Pression de service (bar)	40	31	8,5	14,5
T de tête (°C)	-65	16	49	46
T de fond (°C)	65	102	127	93

Le tableau I.4 représente les débits des sous produits après fractionnement .

Tableau I.4:représentation des débits des sous prroduits [4].

	Débit C ₂ (Kg/h)	Débit C ₃ (Kg/h)	Débit C ₄ (Kg/h)	Débit C ₅ (Kg/h)
GL ₁ K	10580	9500	4340	2800
MEGA TRAIN	22404	28235	23312	18757

II. La comparaison technique entre le procédé APCI et le procédé PRICO:

Dans ce cadre, on va comparer entre les différents équipements utilisés dans les deux procédés comme :

- L'échangeur bobiné et celui à plaques.
- Les aéro-réfrigérants et les réfrigérants à eau.
- Les vannes Joule-Thomson et l'expander.
- La turbine à vapeur et la turbine à gaz.
- Les compresseurs utilisés en APCI et PRICO.

II.1. Comparaison entre l'échangeur bobiné et l'échangeur à plaques :

Le tableau ci-dessous, présente les caractéristiques de chaque échangeur.

Tableau II.1 : Comparaison entre les échangeurs bobinés et les échangeurs à plaques (compacts brasés en aluminium) [5].

Dispositifs	bobiné (CWHE) (APCI)	à plaques (PFHE) (PRICO)
Surface d'échange de chaleur (m ² /m ³)	20 – 300	300 – 1400
L'écoulement	contre-courant	Courant croisé
Configuration	Double ou triple faisceau tubulaire	Unité multiple des ailettes
Chemin d'écoulement	Tubes de diamètre 8-12 mm	Canaux de diamètre 1-2 mm
Risque de bouchage	Moins (surface douce de tube)	Plus (canaux multiples/crevasses augmentation de noyaux)
Fiabilité	Supérieur (la production continue jusqu'au prochain arrêt même si il y a fuites de tube)	Inférieur (arrêt immédiat de production quand les fuites se produisent)

Matériaux	Acier inoxydable en aluminium	Aluminium
Coût	Supérieur	Inférieur

II.2. Comparaison entre les aéro-réfrigérants et les condenseurs à eau :

Le tableau ci-dessous montre les principales différences entre un aéro-réfrigérant et un réfrigérant à eau.

Tableau II.2 : différence entre un aéro-réfrigérant et un réfrigérant à eau [6].

Aéro-réfrigérants (APCI)	Réfrigérants à eau (PRICO)
<ul style="list-style-type: none"> • L'air est disponible et ne coûte rien. • La situation d'une usine n'est pas conditionnée par l'installation d'aéro-réfrigérants. • L'air est rarement corrosif et il n'est donc pas nécessaire de prévoir le nettoyage ou l'encrassement. • Les coûts d'entretien représentent généralement 20 à 30 % de ceux de réfrigération à eau. 	<ul style="list-style-type: none"> • L'eau de réfrigération est généralement rare et lorsqu'elle est disponible il faut l'amener au site au moyen de pompe. • Les implantations des grands complexes se font en fonction de l'approvisionnement en eau de réfrigération. • Dans certains procédés où un fluide toxique doit être refroidi, il y a un danger de contamination de l'eau de réfrigération. • L'entretien des réfrigérants à eau est coûteux du fait d'un équipement plus complexe. L'eau contient des corps vivants qui grossissent en milieu de chaleur et de ce fait encrassent les échangeurs.

<ul style="list-style-type: none"> • En raison de la chaleur spécifique faible de l'air et de sa dépendance avec la température, l'air ne peut pas refroidir un fluide « process » à des températures basses. • Les aéro-réfrigérants nécessitent de grandes surfaces à cause de leurs coefficients de transfert air-film faibles et de la chaleur spécifique faible de l'air. 	<ul style="list-style-type: none"> • L'eau peut refroidir normalement un fluide « process » à des températures de 5 °F à 10 °F plus basses que l'air et l'eau recyclée peut être refroidie à des températures très basse dans une tour de refroidissement. • Les réfrigérants à eau nécessitent une surface de transfert compacte moindre, un dimensionnement de l'échangeur bien défini.
--	---

II.3. Comparaison entre l'expander et la vanne Joule-Thomson :

Le rôle principal de ces équipements est d'abaisser la pression et la température suite à une détente adiabatique. Ces deux paramètres sont mentionnés dans le tableau suivant :

Tableau II. 3:L'abaissement de la température et de la pression.

	Expander (APCI)	Joule-Thomson (PRICO)
$P_{avant} - P_{après}$ (bar)	24	18
$T_{avant} - T_{après}$ (°C)	0,5	4

Remarque :

Dans l'expander, l'énergie de détente est convertie en énergie électrique contrairement à la J.T, ainsi que l'abaissement de température est mieux dans la J.T contrairement à l'expander qui est meilleur dans l'abaissement de la pression.

II.4. Comparaison entre la turbine à vapeur et la turbine à gaz :

II.4.1. La turbine à vapeur (PRICO) :

II.4.1.1. Calcul Thermodynamique de cycle d'HIRN:

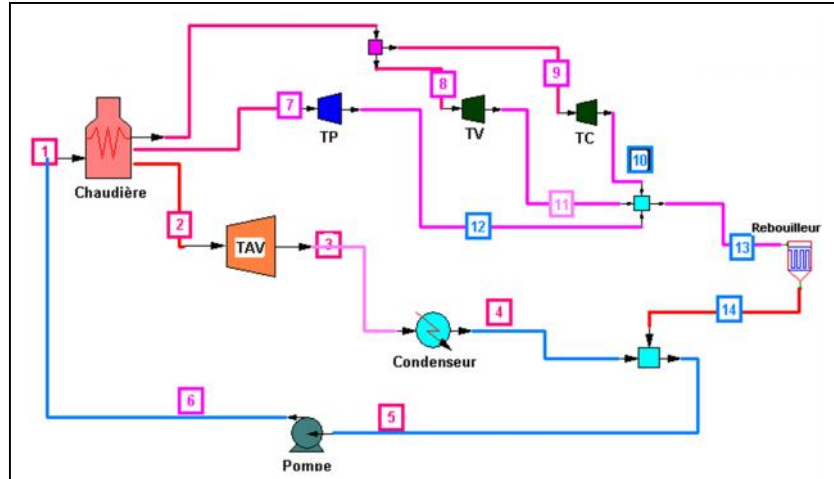


Figure II.1: Cycle de vapeur (HIRN).

❖ Les paramètres dans les différents points du cycle :

Le tableau ci-dessous représente les paramètres dans les différents points du cycle.

Tableau II.4 : Les paramètres dans les différents points du cycle.

	Température °C	Pression bar	Débit kg/sec	Enthalpie kJ/kg
Entrée CH 1	371	69	106,9	410,41
Sortie CH 0	482	69	106,9	3367,10
Entrée TAV 2	482	69	81,5	3362,26
Sortie TAV 3	52	0,14	81,5	2397,9
Sortie CON 4	52	0,14	81,5	217,7
Entrée PMP 5	95	0,89	106,9	397,75
Sortie PMP 6	98	91	106,9	409,47
Entrée TP 7	480	65,7	5,44	3443,46
Sortie TP 12	370,3	4,2	5,44	3216,5
Entrée TV 8	480	65,7	3,47	3366,37
Sortie TV 11	303	4,2	3,47	3070,31
Entrée TC 9	480	65,7	3,47	3443,51
Sortie TC 10	285	4,2	3,47	3044,75
Entrée ROU 13	285	4,2	13	3034,38
Sortie ROU 14	128	1,6	13	2726,3

❖ Calcul du rendement de l'installation [7]:

- Le travail moteur de relèvement supposé isentropique de la pression de l'eau (liquide) dans la pompe (machine opératrice) a pour expression:

$$W_{MP} = h_5 - h_6 = 11,72 \text{ kJ/kg}$$

La puissance absorbée par la pompe :

$$P_{pompe} = W_{MP} \cdot Q_m = 11,72 \cdot 106,9 = 1252,87 \text{ kW}$$

- L'action calorifique de réchauffage de l'eau, de son évaporation et de la surchauffe de la vapeur dans le générateur a pour effet :

$$Q_1 = h_0 - h_1 = 2956,66 \text{ kJ/kg}$$

- Le travail moteur de détente supposée poly-tropique dans la turbine (machine motrice) à pour valeur:

$$W_{TAV} = h_2 - h_3 = 964,36 \text{ kJ/kg}$$

- La puissance développée par la turbine est :

$$P_{TAV} = W_{TAV} \cdot Q_m = 964,36 \cdot 81,5 = 78,6 \text{ MW}$$

- L'action calorifique de condensation de la vapeur au condenseur a pour résultat:

$$Q_{Condenseur} = 173,17 \text{ Kw} = 2,12 \text{ kJ/kg}$$

- La quantité de chaleur absorbée par les rebouilleurs :

$$Q_{Reb} = h_{13} - h_{14} = 3034,38 - 2726,3 = 308,08 \text{ kJ/kg}$$

- Le rendement de l'installation :

$$R_{th} = \frac{W_m + Q_{Reb} - Q_{condenseur}}{Q_1} = \frac{964,36 + 308,08 - 2,12}{2956,66} = 0.43$$

$$R_{th} = 43\%$$

II.4.2. La turbine à gaz (APCI):

Une turbine à gaz est une machine à combustion interne qui permet de transformer l'énergie contenue dans le combustible en énergie mécanique utilisable sur l'arbre de la turbine. La turbine à gaz comporte un compresseur d'air, une turbine couplée mécaniquement sur un arbre et une chambre de combustion intercalée entre ces deux organes.

❖ Le rendement de la turbine à gaz [8]:

Données relatives à l'alternateur (plaque signalétique ou mesures).

- Tension nominale: $V_r = 12\ 000\ V$
- Intensité nominale à pleine charge : $I_r = 49,5\ A$
- Tension mesurée: $V = 12\ 000\ V$
- Intensité mesurée: $I = 49,25\ A$
- Constante de phase (1,73 pour triphasé, 1 pour monophasé), $Y = 1,73$
- Facteur de puissance mesuré à pleine charge: $F_{pr} = 0,88$ (décimale)
- Facteur de puissance mesuré: $F_p = 0,88$ (décimale)
- Facteur de charge $= \frac{V.I.F_p}{V_r.I_r.F_{pr}} = 0,99$

- Rendement de l'alternateur: R_{fa} (voir annexe 02) :

$$R_{fa} = 0,92$$

- Puissance de sortie de l'alternateur:

$$P_{a0} = \frac{V.I.Y.F_p}{1000}$$

$$P_{a0} = 900\ kW$$

- Puissance d'entrée de l'arbre de l'alternateur:

$$P_{a_i} = \frac{P_{a0}}{R_{fa}}$$

$$P_{a_i} = 978\ kW$$

- Débit initial du combustible: $Q_C = 0,094\ m^3/s$
- Hausse du rendement de la turbine avec régénérateur (fournisseur) : 4%
- Durée de fonctionnement : 8 424 hr/an
- Pouvoir calorifique supérieur: $pcs = 37,2\ MJ/m^3$
- Puissance d'entrée initiale de la turbine à gaz:

$$P_{iGT} = Q_C \cdot pcs \cdot 3\ 600$$

$$P_{iGT} = 12\ 588\ MJ/h$$

- Rendement thermique initial de la turbine à gaz:

$$R_i = \frac{P_{ai} \cdot 360}{P_{iGT}}$$

$$R_i = 28 \%$$

- Rendement thermique corrigé de la turbine à gaz:

$$R = R_i + 4$$

$$R = 32 \%$$

Remarque :

La turbine à vapeur a un bon rendement néanmoins elle nécessite une installation de dessalement d'eau de mer, de déminéralisation et une chaudière. Ces installations occupent une grande surface, une simple panne dans l'une de ces installations peut provoquer un problème au niveau de toute l'unité de la liquéfaction, Contrairement à la turbine à gaz qu'elle ne dépend d'aucun équipement en amont ce qui minimise le risque de tomber en panne.

II.5. Comparaison entre les compresseurs utilisés dans les deux procédés:

II.5.1. Compresseur utilisé dans le Procédé PRICO :

II.5.1.1. Composition de MCR:

Le tableau ci-dessous représente la composition de l'MCR de PRICO.

Tableau II.5 : la composition de l'MCR [4].

Composition	Fraction molaire (%)
N ₂	6,75
CH ₄	33
C ₂ H ₆	36,5
C ₃ H ₈	12,5
iC ₄ H ₁₀	3
nC ₄ H ₁₀	1
nc ₅ H ₁₂	7,25
Masse molaire Moyenne	30,21

II.5.1.2. Calcul thermodynamique du compresseur axial :

Le tableau ci-dessous représente les caractéristiques du compresseur axial.

Tableau II.6: les caractéristiques du compresseur axial [1].

Type de compresseur	Axial
Débit de l' MCR (T/h)	1800
Nombres d'étages	13
Taux de compression	5,71
P_{asp} / T_{asp} (bar/ °C)	3,5 / 17
P_{ref} / T_{ref} (bar/ °C)	20 /130
Vitesse de rotation (tr/min)	3430

Le tableau ci-dessous représente les différentes propriétés de l'MCR utilisé dans le procédé PRICO.

Tableau II.7 : propriétés de l'MCR (PRICO) [7].

	Y(%)	Pc (k.pas)	Y.Pc	Tc (°C)	Y.Tc	Cp	Y.Cp
N₂	6,75	33,99	2,29	126,1	8,51	28,973	1,9556775
C₁	33	46,04	15,19	190,55	62,88	33,851	11,17083
C₂	36,5	48,80	17,81	305,43	111,48	44,764	16,33886
C₃	12,5	42,49	5,311	369,82	46,22	60,622	7,57775
IC₄	3	36,48	1,09	408,13	12,24	79,902	2,39706
NC₄	1	37,97	0,37	425,16	4,25	75,995	0,75995
NC₅	7,25	33,70	2,44	196,55	12,24	119,103	8,63496
Somme	100		44,52		257,84		48,8350

Y : la fraction molaire du constituant.

C_p : chaleur spécifique (kJ/kmole.°K)

- **Calcul des facteurs de compressibilité d'aspiration, refoulement et moyens :**

Basant sur les valeurs: $T_{1asp}=17^{\circ}\text{C}$, $T_{1ref}=130^{\circ}\text{C}$, $P_{1asp}=3,5$ bar, $P_{1ref} = 20$ bar et $T_C = 257,84$ °C, $P_C = 44,52$ bar.

On a calculer les valeurs de T_r et P_r comme suit :

$$T_r = T_1 / T_c$$

$$P_r = P_1 / P_c$$

Tel que :

T_r, P_r : Température, pression réduite.

T_c, P_c : Température, pression critique.

$$Z = 1 - 0,4273 \cdot (P_r / T_r)^{3,66}$$

$$Z_{\text{moy}} = (Z_a + Z_r) / 2$$

Z_a, Z_r : facteur de compressibilité à l'aspiration et au refoulement.

Le tableau ci-dessous représente les facteurs de compressibilité d'aspiration, refoulement et moyen.

Tableau II.8: les facteurs de compressibilité d'aspiration, refoulement et moyen.

	$P_{r_{\text{asp}}}$	$T_{r_{\text{asp}}}$	Z_{asp}	$P_{r_{\text{ref}}}$	$T_{r_{\text{ref}}}$	Z_{ref}	Z_m
Compresseur	0,079	1,125	0,995	0,45	1,56	0,96	0,98

II.5.1.3. Calcul des travaux et rendement du compresseur MCR:

R_{ad} : rendement adiabatique.

W_{ad} : travail adiabatique.

$W_{\text{rée}}$: travail réel.

$$\checkmark R_{\text{ad}} = \frac{W_{\text{ad}}}{W_{\text{rée}}}$$

$$\checkmark K = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Où : K : L'exposant adiabatique.

$$K = \frac{48,835}{48,835 - 8,31} = 1,205$$

$$\checkmark T_2' = T_1 \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{(1-K)/K}$$

$$T_2' = 290 \cdot \left(\frac{3,5}{20} \right)^{-0,170}$$

$$T_2' = 390,1 \text{ °K}$$

$$\checkmark W_{ad} = h_2' - h_1$$

Où: h_1 : l'enthalpie au point T_1 .

h_2' : l'enthalpie au point T_2' .

$$\checkmark W_{ad} = Z \cdot C_p (T_2' - T_1)$$

$$= 0,98.48,83. (390,1 - 290)$$

$$W_{ad} = 4786,07 \text{ kJ/kg}$$

$$\checkmark W_{rée} = h_2 - h_1$$

Où: h_1 : l'enthalpie au point T_1 .

h_2 : l'enthalpie au point T_2 .

$$\checkmark W_{rée} = Z \cdot C_p (T_2 - T_1)$$

$$= 0,98.48,83. (403,15 - 290)$$

$$W_{rée} = 5414,61 \text{ kJ/kg}$$

$$\checkmark R_{ad} = \frac{2486,75}{5414,61}$$

$$R_{ad} = 0,88$$

$$\checkmark P = Q \cdot W_{re}$$

$$= 500.5414,6$$

$$P = 2707300 \text{ W}$$

Où : P : la puissance.

Q : le débit massique de l'MCR (kg/s).

II.5.2. Compresseur utilisé dans le Procédé APCI :

II.5.2.1. Composition MR APCI:

Le tableau ci-dessous représente la composition de l'MCR de APCI.

Tableau II.9 : la composition de l'MCR [4].

Composition	Fraction molaire (%)
N ₂	5,22
CH ₄	48,9
C ₂ H ₆	37,15
C ₃ H ₈	8,73
Masse molaire moyenne	23,54

II.5.2.2. Le calcul thermodynamique des compresseurs procédé APCI:

L'MR est comprimé successivement par trois compresseurs, le tableau ci-dessous représente les principales caractéristiques des compresseurs utilisés dans le procédé APCI.

Tableau II.10: les caractéristiques des compresseurs [1].

	basse pression	moyenne pression	haute pression
Type de compresseur	Axial	Centrifuge	Centrifuge
Débit de l'MR (T/h)	1292	1292	1292
Nombre d'étages ou roues	17	2	4
Taux de compression	6,22	1,57	1,98
P _{asp} / T _{asp} (bar/ °C)	4,3 / -39	20,61 / 34,16	31,8 /34,72
P _{ref} / T _{ref} (bar/ °C)	21,16 / 62,43	32,35 / 65,48	63,09 /85,88
Vitesse de rotation (tr/min)	3600	3600	3600

Tableau II.11 : propriété de l'MCR (APCI) [7].

	Y	Pc(k.pas)	Y*Pc	Tc(°C)	Y*Tc	Cp	Y*Cp
N ₂	5,22	3399	1,77	126,1	6,58242	28,973	1,5123906
C ₁	48,9	4604	22,51	190,55	93,17895	33,851	16,553139
C ₂	37,15	4880	18,12	305,43	113,467245	44,764	16,629826
C ₃	8,73	4249	3,70	369,82	32,285286	60,622	5,2923006
Somme	100		46,12		245,513901		39,9876562

Le tableau ci-dessous représente les valeurs des facteurs de compressibilité d'aspiration, de refoulement et moyen des trois compresseurs.

Tableau II.12 : les facteurs de compressibilité d'aspiration, de refoulement et moyen.

	$P_{r_{asp}}$	$T_{r_{asp}}$	Z_{asp}	$P_{r_{ref}}$	$T_{r_{ref}}$	Z_{ref}	Z_m
Basse P	0,093	0,953	0,988	0,45	1,366	0,961	0,974
Moyenne P	0,44	1,28	0,960	0,7	1,37	0,94	0,950
Haute P	0,689	1,25	0,936	1,368	1,46	0,89	0,913

- **Le calcul des travaux et rendement de compresseur axial (basse pression)[9]:**

$$\checkmark R_{ad} = \frac{W_{ad}}{W_{re}}$$

$$\checkmark K = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$K = \frac{39,98}{39,98 - 8,31}$$

$$K = 1,26$$

$$\checkmark T_2' = T_1 \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{k/k+1}$$

$$T_2' = 234 \cdot \left(\frac{3,4}{20,61} \right)^{-0,206}$$

$$T_2' = 323,16 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\checkmark W_{ad} = h_2' - h_1$$

$$= Z \cdot C_p (T_2' - T_1)$$

$$= 0,974 \cdot 39,98 \cdot (323,16 - 243)$$

$$W_{ad} = 3473,71 \text{ kJ/kg}$$

$$\checkmark W_{rée} = h_2 - h_1$$

$$= Z \cdot C_p (T_2 - T_1)$$

$$= 0,974 \cdot 39,98 \cdot (335,34 - 243)$$

$$W_{rée} = 3949,73 \text{ kJ/kg}$$

$$\checkmark R_{ad} = \frac{3473,71}{3949,73}$$

$$R_{ad} = 0,879$$

$$\checkmark P = Q * W_{re}$$

$$= 358.9. 3949,73$$

$$P = 1417514.21 \text{ W}$$

- **le calcul des travaux des compresseurs centrifuges :**

Le tableau ci-dessous représente les différentes propriétés de l'MCR utilisé dans le procédé APCI.

- **Calcul des travaux de compresseur moyenne pression et haute pression de MR [7]:**

$$C_p - C_v = R$$

❖ **K:** L'exposant adiabatique.

$$K = C_p / C_v$$

$$K = C_p / (C_p - R)$$

$$K = 1,26$$

❖ **W_{ad}** : travail adiabatique.

$$W_{ad} = Z.C_p.T_1.(r^{((K-1)/K)} - 1)$$

- Pour compresseur à moyenne pression : **W_{ad} = 1194,6 kJ/kg**

- Pour compresseur à haute pression : **W_{ad} = 1526,21 kJ/kg**

W_p: travail poly tropique.

$$W_p = (n / n - 1).Z.C_p.T_1.(r^{((n-1)/n)} - 1)$$

$$n = \log(r) / \log (T_2 / T_1)$$

$$n = 4,64$$

n : l'exposant poly tropique.

- Pour compresseur moyenne pression : **W_p = 1309,38 kJ/kg**

- Pour compresseur haute pression : **W_p = 2102,91 kJ/kg**

W_R: travail réel.

$$W_R = (K/ K-1).Z.C_P.T_1.(r^{(n-1)/n} - 1)$$

- Pour compresseur moyenne pression : $W_R = 4996,42 \text{ kJ/kg}$
- Pour compresseur haute pression : $W_R = 8048,31 \text{ kJ/kg}$

Le choix de ces compresseurs dépend de débit de gaz et de pression de refoulement voulus ainsi que leurs travaux dépend de la masse du gaz moyenne, la pression d'aspiration et la pression de refoulement (voir annexe 01).

III. La comparaison économique et environnementale:

La comparaison économique entre les deux procédés concerne la consommation en utilités, le rôle des utilités est de fournir les éléments nécessaires au fonctionnement du Train de GNL et de gérer les réseaux communs qui le composent. Ces unités produisent et distribuent l'énergie électrique, l'air service et l'air instrument. Elles gèrent également les réseaux communs tels que, réseaux fuel gaz, les systèmes torche, eaux diverses, azote, huile chaude et comptage de gaz naturel.

Le tableau ci-dessous représente la consommation et la production des différentes unités.

Tableau III.1: la consommation et la production des différentes unités [1].

Consommation		PRICO (U5et U6)	APCI
Production			
Fuel gaz	(Nm ³ /J)	67 500	211 100
Vapeur	(T/J)	14 868	/
Gaz torché	(Nm ³ /J)	150 000	4 000
GNL	(m ³ /J)	10000	30 000
Q _{GN} (10 ⁶ m ³ /J)	P=1 bar	9	22
	T= 25 °C		
TC (Nm ³)		747	608.7
AC (%)		33.33	18.18
Electricité(MWH)		22,80	71 ,10
récupération de boil off (Kg/h)		pas de récupération	43 000

III.1. le fuel gaz:

Dans de nombreuses industries, le procédé de fabrication génère des gaz combustibles, qui sont utilisées dans les turbines à gaz, les chaudières et les fours avec un appoint en gaz naturel.

III.1.2. Les sources de fuel gaz au niveau du complexe [1]:

Dans le cas de marche normale, le réseau fuel gaz du complexe est alimenté par quatre sources principales.

III.1.2.1. Déazoteur:

La plus grande source pour le réseau fuel gaz est le gaz de carburant qui est produit au-dessus de déazoteur. L'augmentation ou la diminution de la température de GNL sortant de l'échangeur détermine la quantité du gaz de carburant produit dans le déazoteur. Une température plus chaude de sortie produit plus de vapeur et vice versa.

III.1.2.2. Fuel gaz de retour de l'unité d'hélium :

Les unités existantes produisent du gaz riche en hélium qui doit être éliminé dans l'unité d'Hélium qui l'enlève et renvoie le reste vers le réseau fuel gaz.

III.1.2.3 Boil-off :

La quantité de boil-off varie selon le point d'ébullition du GNL. La plus grande quantité est le gaz instantané qui est créé en chargeant les bacs de stockage avec l'évaporation du GNL dans les bacs à l'effet de la température, et en plus le retour de vapeur de chargement de méthanier.

III.1.2.4 Gaz venant de l'alimentation :

En marche normale, cette source représente 10% du besoin en fuel gaz. Elle est utilisée aussi comme une source de compensation s'il y a un manque d'une source [1].

III.2. La vapeur d'eau:

Dans le procédé humide (PRICO), la vapeur d'eau est produite par une chaudière à une pression de 65 bars et une température de 482°C, où elle est utilisée dans la turbine contrairement au procédé sec (APCI) qui n'utilise pas de vapeur car il utilise des turbines à gaz.

III.3. Gaz torchés :

Ce sont les gaz brûlés au niveau de la torche avant d'être envoyés vers l'atmosphère. Ces gaz proviennent de l'ensemble des unités de liquéfaction de gaz naturel du complexe GL1K. Dans ces gaz on trouve:

- Gaz de BOIL-OFF.
- Gaz de démarrage des unités.
- Gaz de séchage et de dégivrage.
- Gaz des pilotes des torches [7].

III.4. Taux de conversion de GN en GNL [3]:

C'est la quantité du méthane converti pour obtenir 1m^3 de GNL à supposer que ce dernier soit composé totalement en C_1 .

$$\text{TC} = Q_{\text{C}_1} / Q_{\text{GNL}}$$

$$Q_{\text{C}_1} = Y_{\text{C}_1} \cdot Q_{\text{GN}}$$

Q_{C_1} : débit du méthane dans la charge.

Y_{C_1} : la fraction molaire du C_1 .

Q_{GN} : débit du GN.

Pour le procédé PRICO : $Q_{\text{C}_1} = 9 \cdot 10^6 \cdot 0.83 = 7,47 \cdot 10^6 \text{Nm}^3$

Pour le procédé APCI : $Q_{\text{C}_1} = 22 \cdot 10^6 \cdot 0.83 = 18,26 \cdot 10^6 \text{Nm}^3$

Taux de conversion pour le procédé PRICO: $\text{TC} = 747 \text{Nm}^3$

Taux de conversion pour le procédé APCI : $\text{TC} = 608.7 \text{Nm}^3$

III.5. L'auto consommation du GN [3]:

C'est la quantité de gaz naturel consommée au cours de la production du GNL.

$$\text{AC} (\%) = 100 \cdot [Q_{\text{GN}} - (Q_{\text{GNL}} \cdot 600)] / Q_{\text{GN}}$$

Q_{GN} = Débit de GN entrant.

Q_{GNL} = Débit de GNL produit.

pour le procédé PRICO : $\text{AC} (\%) = 100 \cdot [9 \cdot 10^6 - (10\,000 \cdot 600)] / 9 \cdot 10^6 = 33.33\%$

pour le procédé APCI : $\text{AC} (\%) = 100 \cdot [22 \cdot 10^6 - (30\,000 \cdot 600)] / 22 \cdot 10^6 = 18.18\%$

III.6. Environnement :

La protection de l'environnement est devenue une des principales préoccupations de la population dans la plus part des pays industrialisés et même dans les pays en voie de développement.

A partir du tableau III.1, nous constatons que le procédé **APCI** est moins polluant que celui de **PRICO** car ils utilisent plusieurs équipements supplémentaires tels que l'incinérateur. Ce dernier est destiné pour minimiser la quantité des COV (composés organiques volatils) jusqu'à 150 mg/Nm³.

Étant donné que la quantité de gaz torchés est moins importante.

III.7. Le boil-off et ses différents types :

- Les gaz boil-off résiduels sont les évaporations du GNL lors de son stockage à cause de l'abaissement de température de GNL au-dessous de -162°C. Ces vapeurs ne sont pas recyclées et sont dirigées vers le réseau torche.

On distingue deux autres types de boil-off :

- Gaz Boil-off normal : lors de déplacement du GNL par la coulée ou le soutirage qui fait varier le volume gazeux.
- Gaz retour méthanier : c'est le retour d'une partie des vapeurs provenant du poste d'appointement lors du chargement d'un navire pour remplacer le volume libéré par le GNL soutiré, l'autre partie des vapeurs est dirigée vers la torche.

Ces gaz sont récupérés dans le procédé APCI par la méthode expliquée ci-dessous, contrairement au procédé PRICO où ils sont destinés directement vers la torche froide.

- **Récupération du boil-off :**

C'est la quantité de GNL vaporisée au niveau du bac de stockage cryogénique ou gaz retour méthanier, aspirée (récupérée) par un compresseur et réinjectée dans le réseau fuel gaz pour l'alimentation des turbines à gaz et les fours [9].

III.8. L'alimentation en électricité :

Contrairement au procédé PRICO qui doit s'alimenter en électricité par la SONELGAZ, le procédé APCI est autonome, car il est alimenté par cinq (5) GTG (gas turbine generator) avec une puissance de 21.74 MW chacune, dont quatre sont fonctionnels et la cinquième en attente [1].

Conclusion général

Cette étude qui a été élaborée au cours d'un stage pratique au train de production de GNL, au complexe de Skikda, avait pour objectif principal la comparaison entre deux procédés de liquéfaction du gaz naturel : le procédé PRICO et le procédé APCI.

La comparaison a été faite sur trois grands volets : le volet technique, le volet économique et le volet environnemental.

Sur le volet technique, le procédé APCI est basé sur les turbines à gaz soit pour la production de l'énergie électrique ou pour l'entraînement des équipements rotatifs (compresseurs), on l'appelle également le procédé sec du fait qu'il utilise de l'air pour refroidir les produits (le procédé PRICO est celui humide ; il utilise de l'eau).

Sur le volet environnemental, on se trouve devant les mesures et normes qui deviennent plus en plus sévères, pour cette raison il y en a plusieurs équipements supplémentaires dans le méga train (procédé APCI) tel que l'incinérateur. Ce dernier est destiné pour minimiser la quantité des COV (composés organiques volatils) jusqu'à 150 mg/Nm³.

Sur le volet économique, on trouve la quantité de gaz Boil-off récupérée qui est considérée comme un grand bénéfice pour le méga train qui réduit l'autoconsommation considérablement.

A la lumière de ce qui a été dit et explicité dans ce travail, qui a approuvé les deux procédés, nous aboutissons à la conclusion que le procédé APCI est plus performant que celui de PRICO.

Recommandation

Recommandation:

Notre étude est basée sur des données design, spécialement pour le méga train (procédé APCI) qui est en cours de démarrage, donc on recommande de faire une étude similaire en utilisant les données de marche normales de cette usine, surtout pour le volet économique où on peut définir l'autoconsommation et valoriser la quantité de Boil-off récupérée d'une part.

D'autre part, pour le procédé PRICO: nous recommandons de faire une étude détaillée pour l'installation d'une unité de récupération des gaz torchés incluant :

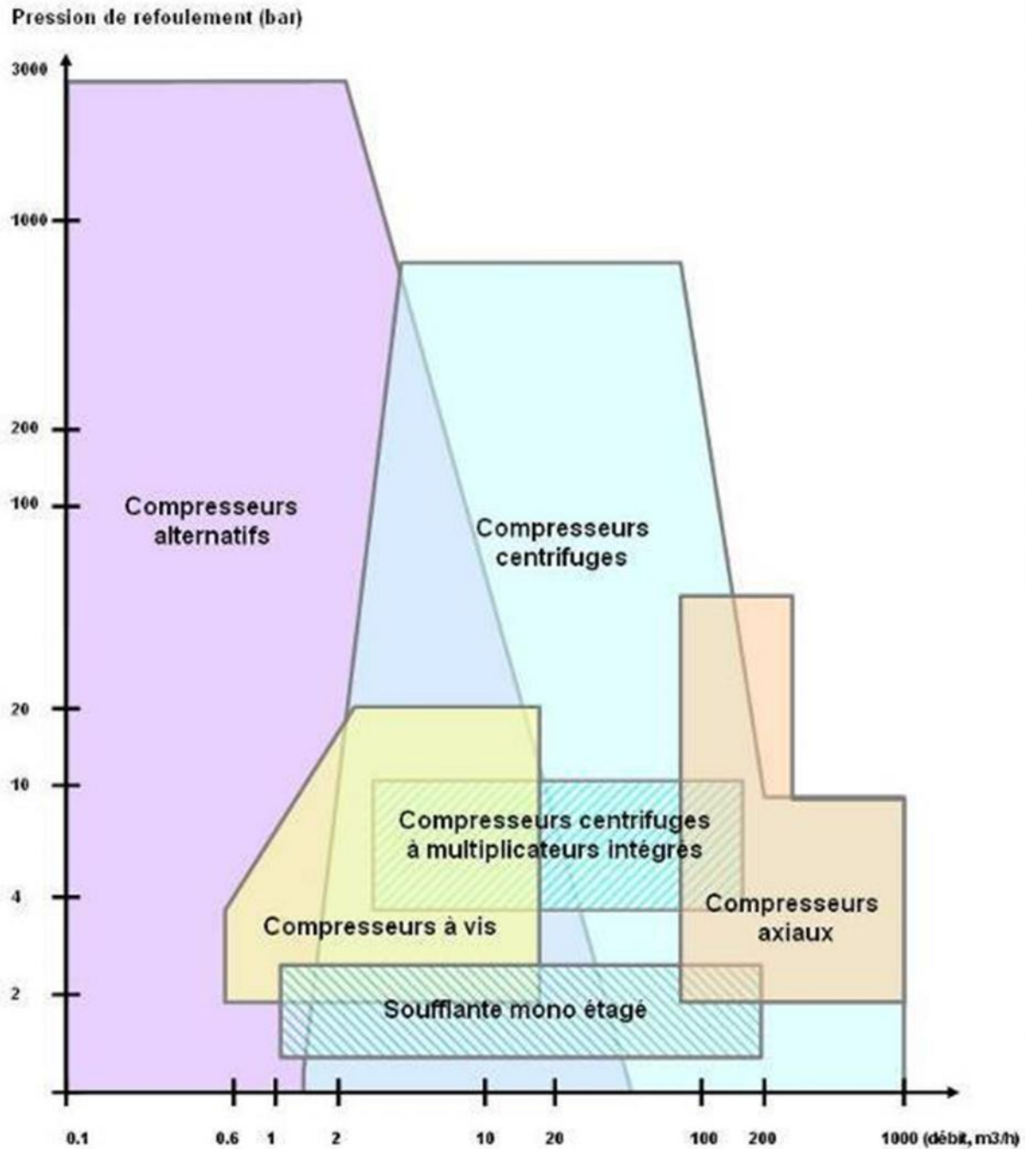
1. Le dimensionnement des équipements principaux de l'unité de récupération des gaz torchés.
2. L'étude économique de l'unité proposée.
3. Approfondir cette étude en étudiant principalement la possibilité de faire une extension afin de récupérer les différents types de gaz torchés notamment en marche normale.

Bibliographie:

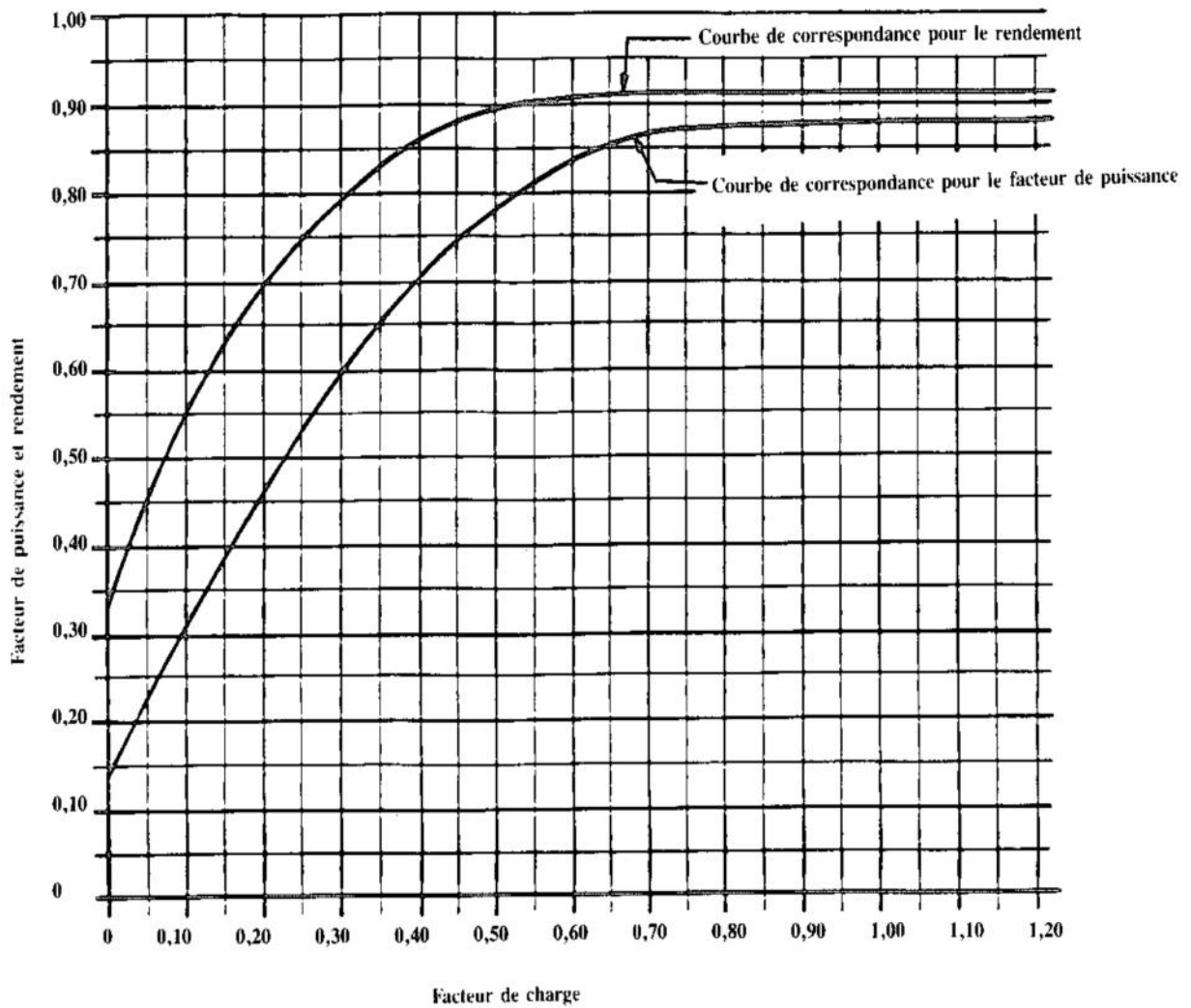
- [1] Manuel opératoire du complexe GL₁K Skikda.
 - [2] Alexander Rojey « Le gaz naturel : production, traitement et transport », publié par Technip, 1994.
 - [3] SONATRACH-NEW LNG, train Skikda projet, Manuel de Formation Révision 2 _J6404, Novembre 2007.
 - [4] SONATRACH-NEW LNG, train Skikda projet, Process Flow Diagramme (P.F.D) , "case 1 REV. 5".
 - [5] Formation et Perfectionnement de l'Ingénieur. Bloc 5 module "Echangeurs Cryogénique de GNL",1993.
 - [6] M. A. Masri, Equipement d'échange thermique, 2009.
 - [7] A. Yunus Cengel, A. Michael Boles,«Thermodynamique, une approche pragmatique»,2008.
 - [8] P .Chambadal, «La turbine à gaz», 1976.
 - [9] H. Boumediene, «Récupération des gaz torché (boil off)», PFE, Bedji Mokhtar Annaba 2010-2011.
-

LE CHOIX D'UN COMPRESSEUR

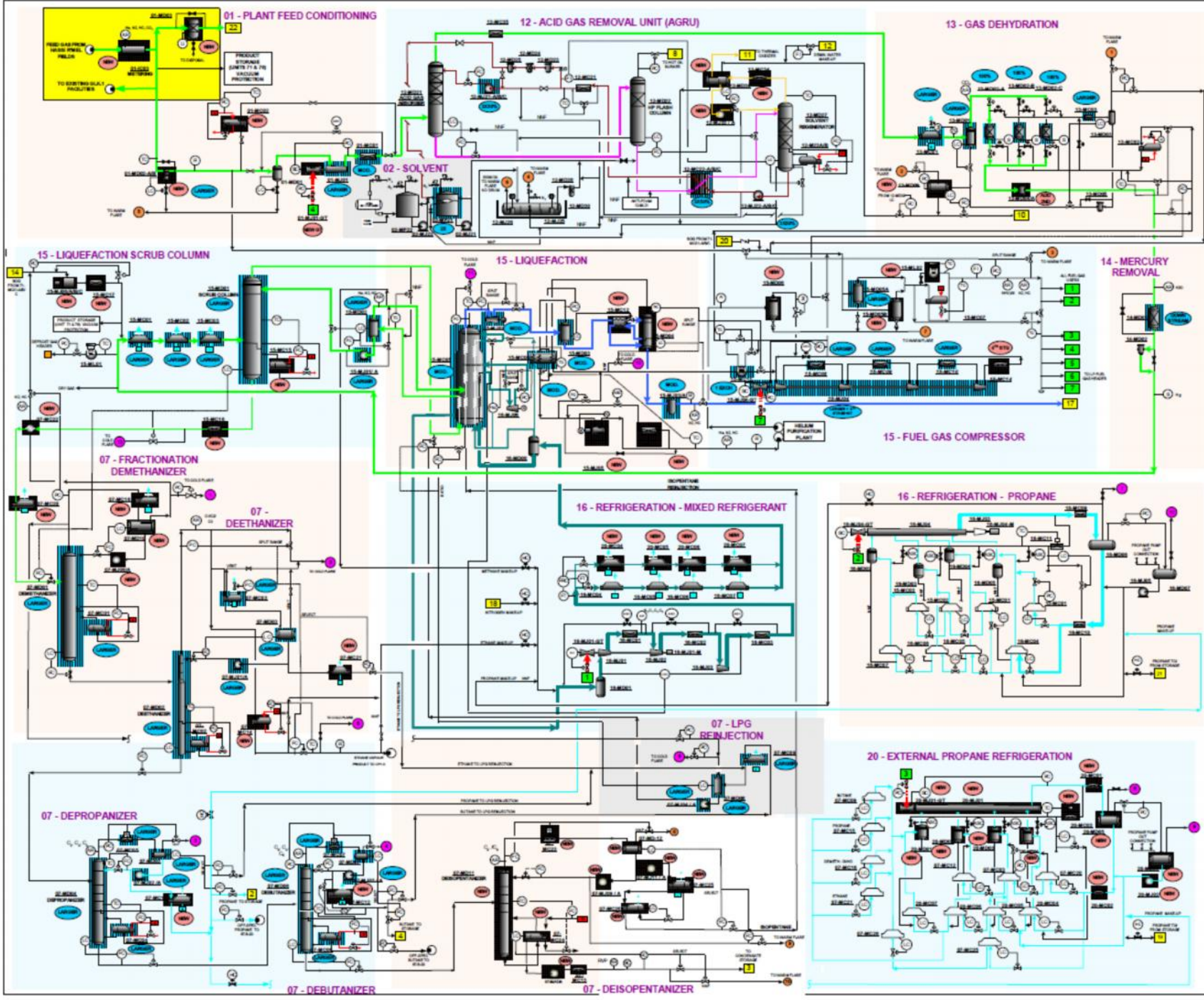
Type de compresseur en fonction du débit et de la pression



COURBE DE RENDEMENT D'UN MOTEUR ELECTRIQUE



Courbes de rendement d'un moteur électrique



KEY

- FEED GAS
- LNG
- RICH AMINE
- LEAN AMINE
- ACID GAS
- PROPANE REFRIGERANT
- MIXED REFRIGERANT
- HEATING MEDIUM
- FUEL GAS
- RAW MATERIAL (FEED GAS) IN
- FINISHED PRODUCTS

SKID/CLASS

- 1 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 2 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 3 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 4 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 5 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 6 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 7 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 8 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 9 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 10 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 11 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 12 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC

REFRIGERANT

- 01 MFC TO 15 MFC
- 02 MFC TO 15 MFC
- 03 MFC TO 15 MFC
- 04 MFC TO 15 MFC
- 05 MFC TO 15 MFC
- 06 MFC TO 15 MFC
- 07 MFC TO 15 MFC
- 08 MFC TO 15 MFC
- 09 MFC TO 15 MFC
- 10 MFC TO 15 MFC
- 11 MFC TO 15 MFC
- 12 MFC TO 15 MFC
- 13 MFC TO 15 MFC
- 14 MFC TO 15 MFC
- 15 MFC TO 15 MFC

FUEL GAS TO

- 1 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 2 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 3 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 4 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 5 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 6 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 7 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 8 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 9 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 10 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 11 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC
- 12 - FROM 01 MFC TO 8 - FROM 01 MFC

SKKDA vs REFERENCE PLANT

EQUIPMENT ADDED FOR SKKDA

COMMON EQUIPMENT MODIFIED

1	01-01	01-01	01-01	01-01	01-01
1	01-02	01-02	01-02	01-02	01-02
1	01-03	01-03	01-03	01-03	01-03
1	01-04	01-04	01-04	01-04	01-04
1	01-05	01-05	01-05	01-05	01-05

KBR

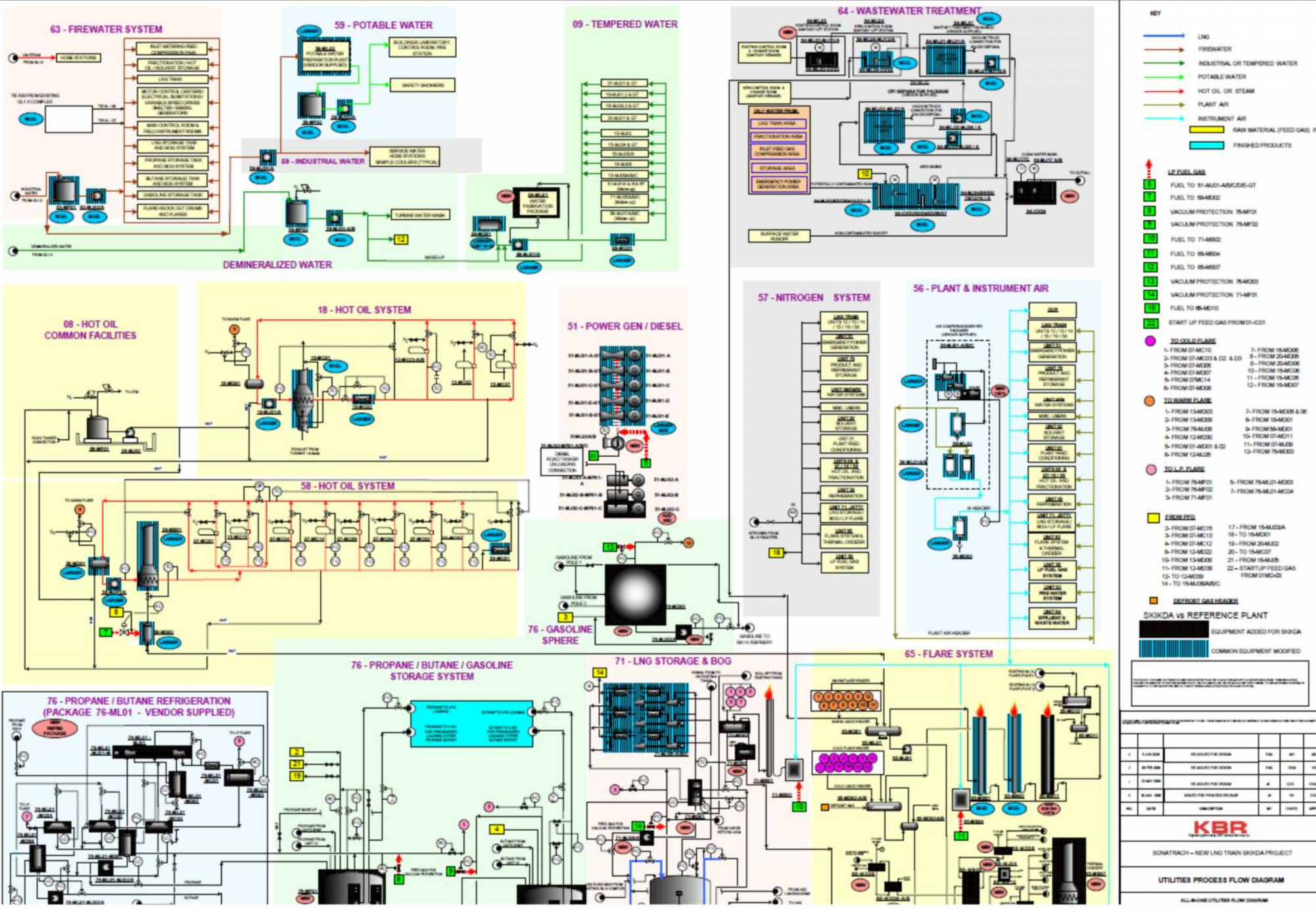
SONATRACH - NEW LNG TRAIN SKKDA PROJECT

OVERALL PROCESS FLOW DIAGRAM

ALL-ONE PROCESS FLOW DIAGRAM

NO. PR-00-PR32-003 1 REV. 5 3

DATE: 01/01/2010

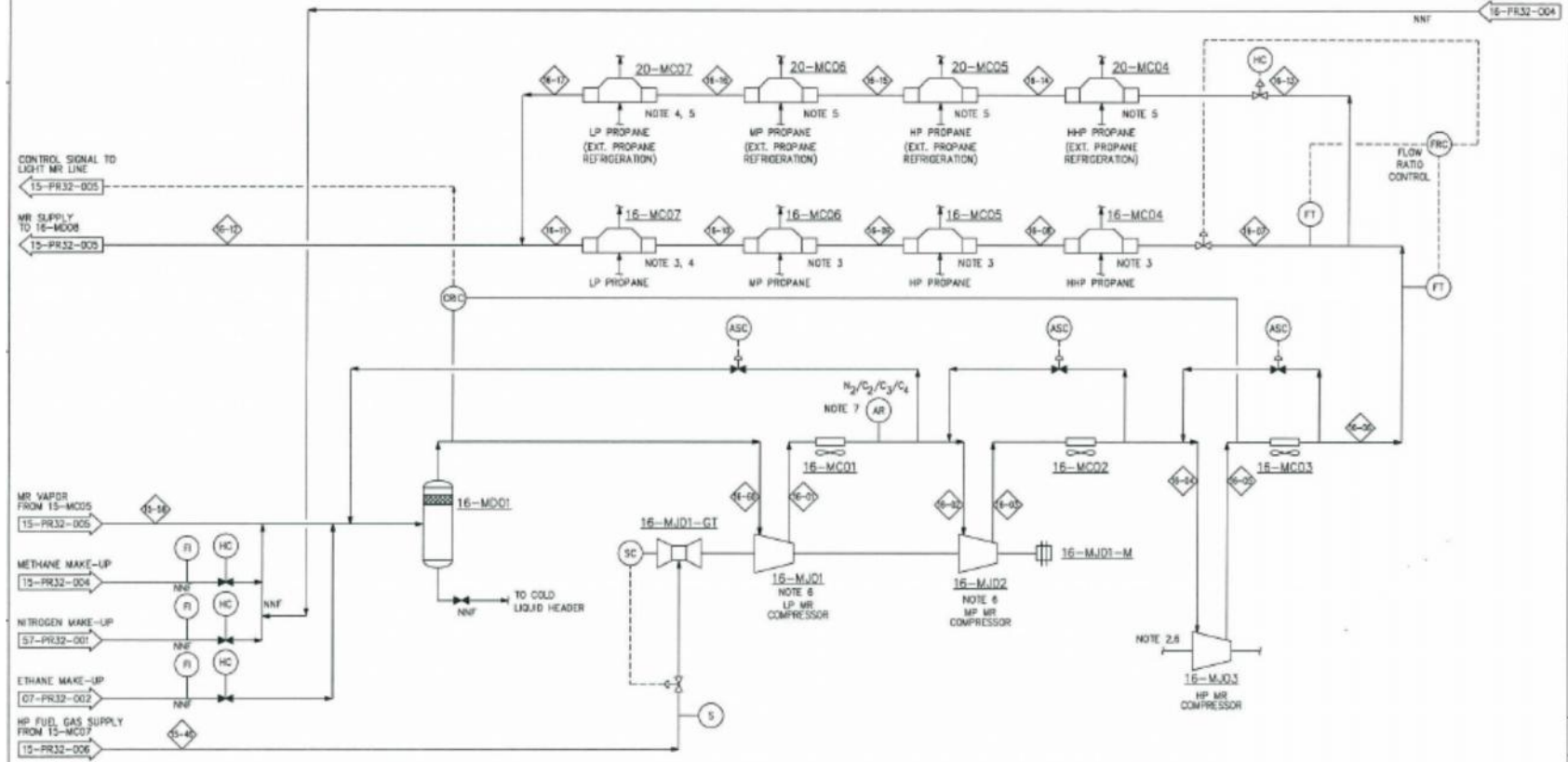


UTILITIES PROCESS FLOW DIAGRAM

NO.	DESCRIPTION	UNIT	QTY	REF.	SKIKDA
1	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
2	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
3	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
4	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
5	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
6	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
7	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
8	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
9	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
10	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
11	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
12	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
13	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
14	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
15	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
16	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
17	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
18	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
19	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
20	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
21	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
22	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
23	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
24	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
25	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
26	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
27	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
28	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
29	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1
30	FLARE	SKIKDA VS REFERENCE PLANT	1	1	1

20-MC07 MR/LPG PROpane COOLER L x ID: 18.2 x 11.7/1.2/6 m Q: 12.29 [14.13] MW NOTE 5	20-MC06 MR/MP LPG PROpane COOLER L x ID: 16.7 x 11.7/2.6 m Q: 14.35 [16.5] MW NOTE 5	20-MC05 MR/HP LPG PROpane COOLER L x ID: 14.9 x 11.7/2.6 m Q: 12.92 [14.86] MW NOTE 5	20-MC04 MR/HHP LPG PROpane COOLER L x ID: 8.4 x 11.7/1.2/6 m Q: 7.74 [8.9] MW NOTE 5	16-MC07 MR/LPG PROpane COOLER L x ID: 15.5 x 1.5/3.2 m Q: 16.64 [17.3] MW NOTE 3	16-MC06 MR/MP PROpane COOLER L x ID: 15.5 x 1.5/3.2 m Q: 24.08 [25.05] MW NOTE 3	16-MC05 MR/HP PROpane COOLER L x ID: 16.5 x 1.5/3.2 m Q: 28.31 [29.44] MW NOTE 3	16-MC04 MR/HHP PROpane COOLER L x ID: 10 x 1.5/3.2 m Q: 20.13 [20.93] MW NOTE 3	16-MJ01-M MR COMPRESSOR HELPER MOTOR
16-MD01 LP MR SUCTION DRUM T/T x ID: 7.2 x 6.1 m V: 271 m ³	16-MJ01-GT 16-MJ01/16-MJ02 GAS TURBINE N: [83300] kW @24°C	16-MJ01 LP MR COMPRESSOR W: 60779 kW NOTE 5	16-MC01 LP MR COMPRESSOR INTERCOOLER Q: 21 [21.8] MW	16-MJ02 LP MR COMPRESSOR W: 19667 kW NOTE 6	16-MC02 MP MR COMPRESSOR INTERCOOLER Q: 24.83 [25.83] MW	16-MJ03 HP MR COMPRESSOR W: 28585 kW NOTE 6	16-MC03 HP MR COMPRESSOR AFTERCOOLER Q: 40.95 [42.98] MW	

PROpane VAPOUR MAKE-UP TO MR CIRCUIT
16-PR32-004



- NOTES**
- NMF = NORMALLY NO FLOW.
 - 16-MJ03 (HP MR COMPRESSOR) IS DRIVEN BY PROpane COMPRESSOR GAS TURBINE/HELPER MOTOR SET.
 - EXCHANGERS TO BE BUTTED TOGETHER.
 - 20-MC07 AND 16-MC07 TO BE LOCATED CLOSE TO GRADE. DUE TO LP PROpane PRESSURE REQUIREMENT.
 - EXCHANGERS TO BE BUTTED TOGETHER.
 - REQUIRED WAREHOUSE SPARE ROTORS (16-MJ01S, 16-MJ02S, 16-MJ03S)
 - ALARM FOR HIGH BUTANE CONTENT.

- LEGEND:**
- ◇ - STREAM NUMBER
 - W - POWER
 - [] - DESIGN VALUE
 - F - DESIGN FLOW
 - V - CAPACITY
 - L - LENGTH
 - W - WIDTH
 - H - HEIGHT
 - ID - INNER DIAMETER
 - T/T - TANGENT TO TANGENT LENGTH

TECHNOLOGY CONTAINED ON THESE DOCUMENTS IS SUPPLIED FROM THE U.S. IN ACCORDANCE WITH U.S. EXPORT REGULATIONS. THESE REGULATIONS PROHIBIT THE REEXPORT OF PLANTING INFORMATION OF THE TECHNOLOGY AND THE TECHNOLOGY SET FORTH THEREIN TO CERTAIN FOREIGN COUNTRIES OR TRANSMITTAL TO CERTAIN INDIVIDUALS AND U.S. CODES OF FEDERAL REGULATIONS (CFR) 25 CFR 744 AND 25 CFR 744.

THIS DOCUMENT CONTAINS INFORMATION WHICH IS PROPRIETARY TO KBR. THIS INFORMATION IS TO BE HELD IN CONFIDENCE AND NO DISCLOSURE OR OTHER USE OF THIS DOCUMENT IS TO BE MADE WITHOUT WRITTEN PRIOR CONSENT OF KBR.

7 RE-ISSUED FOR DESIGN *[Signature]*

6 RE-ISSUED FOR DESIGN 01/24/08 RNL MEN DAA

5 RE-ISSUED FOR DESIGN 08/07/08 RNL DKM HS

4 RE-ISSUED FOR DESIGN 10/31/07 DM DKM HK

3 RE-ISSUED FOR DESIGN 08/20/07 DM DKM HK

2 RE-ISSUED FOR DESIGN 5/28/06 CXD ADM DKM

1 ISSUED FOR DESIGN 2/18/06 CXD HK DKM

0 ISSUED FOR CLIENT APPROVAL 1/13/06 CXD HK DKM

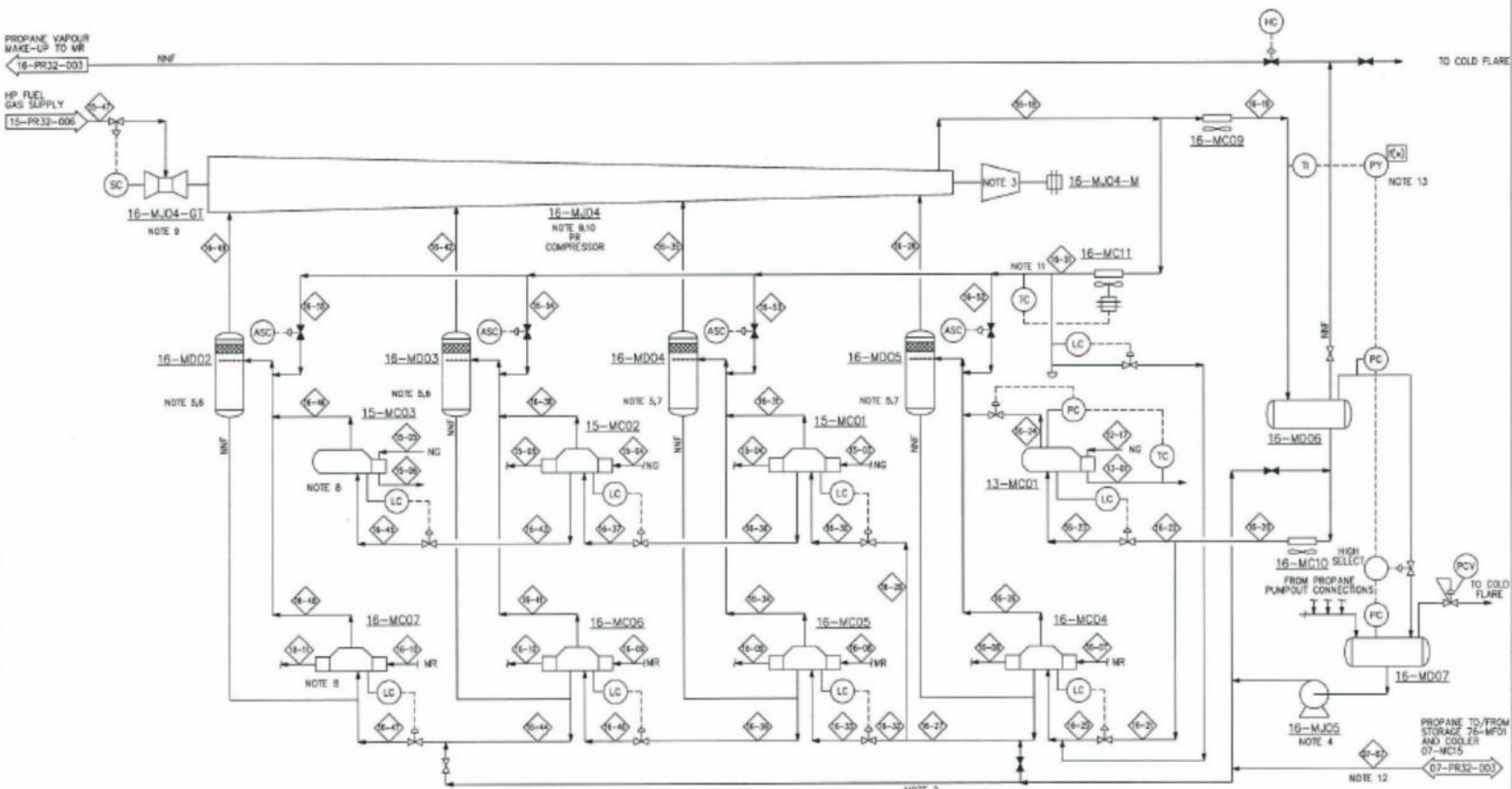
REV. REVISION DESCRIPTION/ISSUE STATUS DATE DREV CHECK APPR

ISSUANCE BONES SHALL BE COMPLETED IN ACCORDANCE WITH DISCIPLINE & PROCEDURES

Stream Number	15-46	15-58	16-01	16-02	16-03	16-04	16-05	16-06	16-07	16-08	16-09	16-10	16-11	16-12	16-13	16-14	16-15	16-16	16-17	16-20	
Stream Description	Fuel Gas to LP/MP MR turbine	MR vapor to 16-MD01	LP/MP Comp (K1601) 16-MJ01 Outlet	MP/HP Comp (K1602) 16-MJ02 Inlet	MP/HP Comp (K1603) 16-MJ03 Inlet	MP/HP Comp (K1604) 16-MJ03 Inlet	MP/HP Comp (K1605) 16-MJ03 Inlet	MR MR After CV	MR MR Propane cooler inlet	MR MP Propane cooler inlet	MR LP Propane cooler inlet	MR LP Propane cooler inlet	MR LP Propane cooler inlet	MR LP Propane cooler inlet	MR LP Propane cooler inlet	MR LP Propane cooler inlet	MR LP Propane cooler inlet	MR LP Propane cooler inlet	MR LP Propane cooler inlet	LP/MP Comp (K1601) 16-MJ01 Inlet	
Helium	5.09%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Nitrogen	35.48%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%	6.22%
Methane	63.42%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%	48.90%
Ethane	0.56%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%	37.15%
Propane	0.18%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%	8.73%
Isobutane	0.04%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Butane	0.05%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Isopentane	0.01%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Pentane	0.01%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Hexane	0.02%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Carbon Dioxide	0.02%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Water	0.17%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
nMDEA	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Total Molar Flowrate, kmole/hr	1675	83108	83132	83132	83132	83132	83108	34382	34382	34382	34382	34382	34382	34382	34382	34382	34382	34382	34382	83132	83132
Pressure, bara	29.10	4.44	21.16	20.61	32.35	31.80	43.09	82.80	82.80	82.80	82.25	81.90	81.20	80.00	82.80	81.95	81.30	80.85	80.00	4.30	4.30
Temperature, °C	80.00	-38.89	62.43	34.16	66.48	34.72	85.88	40.76	40.76	40.76	-13.50	-22.17	-35.15	-35.89	40.76	19.24	-0.20	-18.27	-38.71	-38.71	-38.71
Total Flowrate, kg/hr	34307	1291897	1292542	1292542	1292542	1292542	1291897	836424	836424	836424	836424	836424	836424	836424	836424	836424	836424	836424	836424	1292542	1292542

16-MDO2 LP PROPANE SUCTION DRUM T/T x D: 5.2 x 3.4 m V: 58 m ³	15-MCO3 FED GAS/ LP PROPANE COOLER NOTE 8 L x D: 11 x 1.7/3.2 m Q: 11.52 [12.68] MW	16-MDO3 HP PROPANE SUCTION DRUM T/T x D: 5.1 x 3.8 m V: 72 m ³	15-MCO2 FED GAS/HP PROPANE COOLER L x D: 10 x 1.7/3.2 m Q: 13.19 [14.5] MW	16-MDO4 HP PROPANE SUCTION DRUM T/T x D: 5 x 3.8 m V: 71 m ³	15-MCO1 FED GAS/HP PROPANE COOLER L x D: 9.4 x 1.7/3.2 m Q: 17.53 [19.28] MW	16-MDO5 HP PROPANE SUCTION DRUM T/T x D: 5 x 4 m V: 79 m ³	13-MCO1 DRYER PRECOOLER L x D: 10 x 1.6/3.0 m Q: 11.28 [12.4] MW	16-MCI1 PROPANE COMPRESSOR RECYCLE COOLER Q: 0.0 [0.2] MW	16-MCO9 PROPANE CONDENSER Q: 164.98 [171.6] MW	16-MCI0 PROPANE SUBCOOLER Q: 27.18 [28.3] MW	16-MDO6 PROPANE ACCUMULATOR T/T x D: 14.4 x 2.9 m V: 102 m ³	
16-MDO7 PROPANE TRANSFER DRUM T/T x D: 4.2 x 1.4 m V: 7 m ³	16-MJO4-GT 16-MJO3/16-MJO4 GAS TURBINE W: [82900] kW @ 24°C	16-MCO7 MR/HP PROPANE COOLER L x D: 14.5 x 1.5/3.2 m Q: 16.64 [17.3] MW	16-MCO6 MR/HP PROPANE COOLER L x D: 15.5 x 1.5/3.2 m Q: 24.08 [25.05] MW	16-MCO5 MR/HP PROPANE COOLER L x D: 16.5 x 1.5/3.2 m Q: 27.29 [29.44] MW	16-MCO4 MR/HP PROPANE COOLER L x D: 10 x 1.5/3.2 m Q: 18.8 [20.93] MW	16-MJO4 PR COMPRESSOR W: 51880 kW	16-MJO4-M PR COMPRESSOR HELPER MOTOR	16-MJO5 PROPANE TRANSFER PUMP F: 85 m ³ /h @ 21.5 BAR P Δ W: 76 kW				

- NOTES:**
1. NNF = NORMALLY NO FLOW.
 2. PROPANE REFRIGERANT WAKE-UP.
 3. THE PROPANE AND HP MR COMPRESSORS ARE DRIVEN FROM THE SAME GAS TURBINE HELPER MOTOR SET.
 4. PROPANE TRANSFER PUMP SIZED TO REMOVE SYSTEM INVENTORY IN 12 HOURS.
 5. PROPANE SUCTION DRUMS TO BE ELEVATED TO ALLOW ENTRAINED LIQUID TO GRAVITY FLOW BACK TO PROPANE KETTLES.
 6. 16-MDO3 TO BE STACKED ON TOP OF 16-MDO2.
 7. 16-MDO5 TO BE STACKED ON TOP OF 16-MDO4.
 8. LOCATE 15-MCO3 AND 16-MCO7 CLOSE TO GRADE. DUE TO LP PROPANE PRESSURE REQUIREMENTS.
 9. REQUIRED WAREHOUSE SPARE ROTOR 16-MJO4S, 16-MJO4-GTS.
 10. REQUIRED WAREHOUSE SPARE COUPLINGS 16-MJO4-M/J05/M/J15/M/J25.
 11. PIPE TO BE TILTED TOWARDS CAPPED LEG TO AVOID LIQUID SLUGS IN SUCTION DRUMS.
 12. INCLUDES PROPANE FOR WAKEUP, INITIAL FILL AND REMOVAL OF SYSTEM INVENTORY.
 13. FUNCTION BLOCK CALCULATES PROPANE VAPOR PRESSURE AT 16-MDOX OUTLET TEMPERATURE IT THEN ADDS A MARGIN AND SENDS CALCULATED PRESSURE AS SET POINT FOR INERTS VENT PRESSURE CONTROLLER.



- LEGEND:**
- ◇ - STREAM NUMBER
 - Q - HEAT DUTY
 - W - POWER
 - I - DESIGN VALUE
 - F - DESIGN FLOW
 - V - CAPACITY
 - L - LENGTH
 - W - WIDTH
 - H - HEIGHT
 - ID - INNER DIAMETER
 - T/T - TANGENT TO TANGENT LENGTH

TECHNOLOGY CONTAINED ON THESE DOCUMENTS IS EXPORTED FROM THE U.S. IN ACCORDANCE WITH U.S. EXPORT REGULATIONS. THESE REGULATIONS RESTRICT THE RECEIPT OF FURTHER DISTRIBUTION OF THESE DOCUMENTS, AND THE TECHNOLOGY SET FORTH THEREIN, TO CERTAIN FOREIGN COUNTRIES OR TRANSMITTAL TO CERTAIN ENTITIES. SEE U.S. CODE OF FEDERAL REGULATIONS (CFR) 15 CFR 744 AND 15 CFR 746.

THIS DOCUMENT CONTAINS INFORMATION WHICH IS PROPRIETARY TO KBR. THIS INFORMATION IS TO BE KEPT IN CONFIDENCE AND NO DISCLOSURE OR OTHER USE OF THIS DOCUMENT IS TO BE MADE WITHOUT WRITTEN PRIOR CONSENT OF KBR.

NO.	REVISION DESCRIPTION/ISSUE STATUS	DATE	DRW	CHK	APPV
6	RE-ISSUED FOR DESIGN	11/04/98	RML	MEN	DAA
5	RE-ISSUED FOR DESIGN	11/24/98	RML	MEN	DAA
4	RE-ISSUED FOR DESIGN	08/07/98	RML	DKM	HS
3	RE-ISSUED FOR DESIGN	8/10/97	SM	DKM	MC
2	RE-ISSUED FOR DESIGN	5/08/96	CXD	ADM	DKM
1	ISSUED FOR DESIGN	2/29/96	CXD	HK	DKM
D	ISSUED FOR CLIENT APPROVAL	1/13/96	CXD	HK	DKM

REVISIONS SHOULD BE COMPLETED IN ACCORDANCE WITH DISCIPLINE OF PROCEDURES



Engineering Services by KBR Technical Services, Inc.

SONATRACH - NEW LNG TRAIN SKIKDA PROJECT

REFRIGERATION

PROPANE CIRCUIT

PROCESS FLOW DIAGRAM (CASE 1 REV. 5)

Résumé:

Notre étude a été élaborée suite à un stage pratique effectué au train de production de gaz naturel liquéfié GNL, au complexe de Skikda. L'étude avait comme objectif principal de comparer entre les deux procédés de liquéfaction de gaz naturel PRICO et APCI, afin d'élaborer cette étude et d'atteindre l'objectif prédéterminé, on a opté pour une méthode basée sur la comparaison technique (l'échangeur bobiné et l'échangeur à plaques, vanne de détente Joule-Thomson et l'expander, turbine à gaz et turbine à vapeur), économique (taux de consommation de GN, taux de conversion de GN, consommation d'électricité) et environnemental (Boill off et la quantité des gaz torchés).

Cette étude comparative nous a permis de conclure que le procédé APCI est plus performant que le procédé PRICO.

Summary:

Our study is developed according a practical internship that has been made in mega train of production of liquefied natural gas in SKIKDA complex. The main objective of this study is comparison between the two process of natural gas liquefying APCI and PRICO, For developing this study and achieve the predetermined goal ,we chose a method based on the technical comparison (wound exchanger , plate heat exchanger , valve expansion , JOUL Thomson expender , gas turbine and steam turbine) . Economically (NG consumption rate, conversion rate of NG electricity consumption) and environmental (Boil off and quantity of flared gas).

This comparative study allows us to conclude that APCI process is more efficient than PRICO process.