



Ecole Nationale Polytechnique  
Département : Génie Mécanique

## Mémoire de Magister en Génie Mécanique

Option : Energétique

Présenté par :

**TRAD Ameer**

Ingénieur d'état en Génie Mécanique

**Intitulé**

# Optimisation et Intégration Energétique de Réseau d'Échangeurs d'une Unité de Séparation de GPL

Soutenue publiquement le 24/05/2012 devant le jury composé de:

<b>Président :</b>	EL HADI BENYOUSSEF	Professeur	E.N.P
<b>Rapporteur :</b>	MOHANDAIT ALI	Professeur	E.N.P
<b>Examineurs :</b>	AREZKI SMAILI	Professeur	E.N.P
	AHMED ZAID TOUDERT	Professeur	E.N.P

**ENP 2012**

**ملخص:** إن الهدف من هذا العمل المنجز هو تحديد إلى أي مدى يمكن للتعديلات المقترحة على المعدات الخاصة بالتبادل الحراري أن تكون ذات فعالية من ناحية خفض استهلاك الطاقة الميكانيكية وكذا المصادر الحرارية للمجمع المخصص لفصل مكونات غاز بترول الحقول المسال بأرزيو -وهران- إلى منتجات قابلة للتسويق العالمي.

و تطرح هذه المشكلة في ضوء حقيقة أن التكلفة الحالية لوحد الطاقة أصبحت أعلى بكثير مما كانت عليه أثناء عملية تصميم المجمع في سنة ألف وتسعة مائة وثمانون ، حيث يحتوي هذا المجمع حاليا على تسعة 09 قطارات إنتاج متماثلة يتم تشغيل أربعة 04 قطارات منها عن طريق تربو ضاغط تديره تربينه غازية ، أما عن باقي القطارات المستحدثة مؤخرا فيدار فيها الضاغط بمحرك كهربائي.

بعد القيام بتحليل التوازنات الخاصة بالمواد والطاقة على مستوى القطر رقم 100، تم التوصل إلى تحقيق محاكاة للمجمع بصورة مبسطة وهذا باستخدام برنامج للمحاكاة HYSYS 3.2، والذي سمح لنا بتقديم لمحة عن جدوى التغييرات التي تم إدخالها على معدات التبادل الحراري وكذا شروط تشغيل كلا من :

condenseurs، rebouilleurs، dé-éthaniseur، dé-propaniseur ومقارنة نتائج المحاكاة بمعطيات التصميم الحالي مع الحرص على الامتثال الجيد لمعايير التسويق العالمي المرخصة للمنتجات الغازية من بروبان و بوتان.

وفي الأخير تم تقدير نسبة الطاقة الموفرة في حالة المحاكاة بالنسبة للضاغط ب: 2731 كيلوواط أي ما يعادل 57,5% من الطاقة الميكانيكية و بالنسبة للمبردات الهوائية 792 كيلوواط أي ما يعادل 41% وكذا 20871 كيلوواط بالنسبة للمبادلات الحرارية أي ما يعادل 21,5% من الطاقة المستخدمة في التصميم الحالي للمبادلات الحرارية.

**الكلمات الرئيسية:** الطاقة، التوازنات ، التبادل الحراري ، خفض استهلاك الطاقة ، الفصل، المحاكاة.

**Résumé:** L'objectif du travail entrepris est de déterminer dans quelle mesure il est économique de modifier les équipements actuels d'échange de chaleur pour économiser de la puissance mécanique et la consommation des utilités chaudes du Complexe Jumbo GPL d'Arzew de séparation de GPL champs en produits commercialisables; cette problématique est posée par le fait que le coût actuel de l'énergie est bien plus élevé que celui utilisé lors de la conception du procédé dans les années mille neuf cent quatre vingt. Ce Complexe comporte aujourd'hui neuf trains de production identiques, les quatre premiers utilisent des turbocompresseurs avec turbines à gaz et les plus récents des moteurs électriques asynchrones.

Après un travail d'analyse des bilans matière et d'énergie sur le train 100, un travail de simulation a été réalisé à l'aide du logiciel HYSYS 3.2 ; il a permis d'entrevoir la faisabilité de modifier les équipements de transferts thermiques et les paramètres opératoires des deux fractionnateur. Les résultats de la simulation ont été comparés au cas design en ce qui concerne le bon fonctionnement des dé-propaniseur et dé-éthaniseur, y compris leurs rebouilleurs et condenseurs.

Ce test permet de vérifier le respect des normes de commercialisation des produits propane et butane sortant d'usine. Les économies de puissance mécanique réalisable est estimée à 2731 kW soit 57,5% de la puissance du compresseur, 792 kW soit 41% de la puissance électrique des aéroréfrigérants et 20871 kW soit 21,5% de la besoin énergétique des échangeurs design.

**Mots clés:** Energie, Bilans, Transfert de chaleur, Economisé, séparation, simulation.

**Abstract:** The objective of the work undertaken is to determine to what extent it is economical to modify existing equipment for heat exchange to save the mechanical power and hot utilities at the Jumbo LPG separation complex (ARZEW) into marketable products. This problem comes from the fact that the current cost of energy is much higher than that used for the design process in nineteen hundred and eighty. This complex has now nine identical production trains; the first four use turbo compressors with gas turbines and the most recent asynchronous electric motors.

After the analysis of energy balances on the train 100, the simulation work was carried out using the HYSYS 3.2 software. It has shown the feasibility of changing the heat and the operating parameters of the simulation results were compared to the case design with respect to the proper function of de- éthaniseur and de-propaniseur, including their reboilers and condensers. This test is to verify compliance with marketing standards composed for propane and butane products. The savings of mechanical power achievable is estimated at 2731 kW (or 57,5%) for the main compressor 792 kW (or 41%) of electrical power for the aéroréfrigérant, and 20871 kW (or 21,5%) for the energy heat.

**Key words:** Energy, balances, heat transfer, Save, Separation, Simulation.

## *Dédicace*

*Avec ma profonde gratitude et grand amour, je dédie ce travail en signe de reconnaissance et de respect.*

*A ma très chère mère qui ont consacré leur vie pour bâtir la mienne,*

*A mon cher père,*

*A l'amour de ma vie 1425.*

*A mes très chers frères et sœurs,*

*A toute ma famille,*

*Et à tous mes amis.*

# REMERCIEMENTS

Je remercie avant tout **ALLAH** le tout puissant de m'avoir donné la volonté et le courage de réaliser ce travail.

Le travail présenté dans ce mémoire de Magister a été effectué au sein du département de génie Mécanique de l'école nationale Polytechnique.

Je tiens à exprimer en premier lieu ma profonde et sincère gratitude à Monsieur **M.A. AIT ALI**, professeur à l'ENP pour m'avoir encadré et orienté durant la préparation de ce mémoire. Son engagement scientifique, sa disponibilité et son esprit d'analyse et de synthèse m'ont beaucoup aidé à me surpasser durant cette période.

Je remercie également Monsieur **EL HADI BEN YOUSSEF**, Professeur à l'ENP, pour l'honneur qu'il me fait en acceptant d'être le président du jury.

Merci à Monsieur **AREZKI SMAILI**, professeur à l'ENP, à Monsieur **AHMED ZAID TOUDERT**, Professeur à l'ENP pour avoir accepté de faire partie des membres du jury.

Mes remerciements et ma profonde sympathie vont aussi à tous mes collègues de **SONELGAZ D.E.E.T/S.E.T. GAZ**

Je remercie l'ensemble du personnel de la Direction de l'Activité aval de **SONATRACH, ARZEW, ORAN**.

Enfin, je remercie tous ceux qui, de près ou de loin, m'ont aidé pour mener à bien ce modeste travail.

RESUME  
NOMENCLATURE  
LISTES DES FIGURES  
LISTE DES TABLEAUX

## CHAPITER I : INTRODUCTION GENERALE.

I.1. Introduction.....	1
2. Production et commercialisation des énergies fossiles.....	2
3. Production des GPL.....	4
4. Provenances du GPL.....	5
5. Le complexe GP1.Z.....	6
6. Objectifs de l'étude.....	6

## CHAPITER II : PRBLEMATIQUE

II.1. Introduction.....	8
2. Problématique.....	9
3. Principales installations du complexe.....	11
4. Description du procédé de séparation du GPL.....	12
4.1. Section de stockage de GPL.....	12
4.2. Section de déshydratation.....	13
4.3. Section de séparation.....	13
4.4. Section de fractionnement.....	14
4.4. Section de déethanisation. ....	15
4.5. Section de dépentanisation ....	15
4.6. Section de réfrigération.....	15
4.7. Section d'huile chaude. ....	16
4.8. Section de stockage et expédition.....	16
4.8.1. Section BOG (boil off gas). ....	17
4.8.2. Section jetée (CN) ....	17
4.8.3. Section de chargement par camion (CC) ....	18

## CHAPITER III : GENERALITES SUR LES COLONNES DE DISTILLATION

III.1. Introduction.....	19
--------------------------	----

2. Principe de fonctionnement.....	19
3. Performances d'une colonne de fractionnement.....	20
4. Caractéristiques d'une colonne de fractionnement.....	21
4.1. Puissance de la colonne.....	21
4.2. Débit.....	21
4.3. Rétention.....	21
4.4. Efficacité.....	21
4.5. Finesse.....	21
4.6. Perte de charge.....	22
4.7. La hauteur équivalente à un plateau théorique (HEPT) .....	22
4.8. Les différents problèmes d'une colonne de séparation. ....	22
4.8.1. Le moussage (foaming) .....	22
4.8.2. Pleurage (weeping) .....	22
4.8.3. Engorgement (flooding) .....	22
4.8.4. Entraînement. ....	23
4.8.5. Soufflage (blowing) .....	23
4.8.6. Perte de charge.....	23
4.8.7. Mal distribution des phases.....	23
<b>CHAPITER IV : DESCRIPTION DU FONCTIONNEMENT DU TRAIN N°100</b>	
IV.1. Introduction. ....	24
2. Description.....	24
<b>CHAPITER V : PARTIE SIMULATION</b>	
V.1. Introduction.....	29
2. Logiciels de simulation des procédés.....	29
3. Intérêt de la simulation.....	30
4. Calcul de la colonne de fractionnement par le simulateur HYSYS. ....	30
4.1. Méthode suivie.....	30
4.2. Choix du modèle de comportement thermodynamique des substances.....	31
4.3. Equations d'états.....	31

4.4. Critères de base de l'étude.....	32
4.5. Variables d'exploitation.....	35
4.5.1. Température.....	35
4.5.2. Pression.....	35
4.5.3. Débit.....	36
<b>CHAPITER VI: CRACTERISTIQUES DES EQUIPEMENTS</b>	
VI.1. Introduction.....	37
2. Extraction de données du procédé.....	38
3. Rôle et spécifications techniques des équipements .....	39
3.1. Inter-échangeur.....	39
3.2. Rebouilleur.....	40
4. Profils de températures et descriptif des échangeurs.....	40
<b>CHAPITER VII : MODELISATION ET SIMULATION DU PROCEDE</b>	
VII. 1. Introduction.....	52
2. Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs.....	52
3. Modes de fonctionnement des simulateurs. ....	53
4. Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS.3.2.....	54
5. Le modèle thermodynamique.....	56
6. Equipements de transfert de chaleur.....	60
6. 1. Echangeur tube /calandre.....	60
<b>CHAPITER VIII : VALIDATION DE LA SIMULATION HYSYS</b>	
VIII.1. Introduction.....	62
2. Calcul d'un train avec un taux de charge de 100%.....	62
2.1. Calcul de la colonne avec un taux de charge de 100%.....	62
2.2. Vérification du cas design.....	62
<b>CHAPITER IX : OPTIMISATION DU PROCEDE DE SEPARATION DE GPL</b>	
IX.1. Introduction.....	67
2. Optimisation de la section de séparation.....	67
3. la consommation électrique des aéroréfrigérants.....	70

---

# Sommaire

---

4. Calcul de débit de gaz naturel utilisé dans les fours.....	73
5. Estimation du gain financier.....	73
6. Optimisation de la section de séparation. ....	75
CONCLUSION GENERALE.....	85
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	
ANNEXES	



## Nomenclature

A	Surface d'échange	(m <sup>2</sup> ).
$\Delta T$	Ecart de température	(°C).
C <sub>p</sub>	Chaleur spécifique	(kJ/kg °C).
$\Delta T_{\min}$	Ecart de température minimum	(°C).
U	Coefficient de d'échange global.	(W/m <sup>2</sup> . °C).
M	Débit massique coté tube	(kg /h).
m	Débit massique coté calandre	(kg/h).
X <sub>i</sub>	Composition massique	
$\Delta T_{\ln}$	Ecart de température logarithmique moyen	(°C).
$\Delta T_{LM}$	Différent de température logarithmique moyenne	(°C).
Q <sub>1</sub>	Quantité de chaleur reçue coté tube	(kcal/h).
Q <sub>2</sub>	Quantité de chaleur cédée coté calandre	(kcal/h).
H <sub>i</sub>	Enthalpies massiques des composants i coté tube.	(kJ/kg).
$\bar{Q}$	flux thermique	(kW).
<i>Q<sub>chaude</sub></i>	flux thermique des utilités chaudes	(kW).
<i>Q<sub>froides</sub></i>	flux thermique des utilités froides	(kW).
$\dot{m}$	débit massique	(kg/s).
$\dot{m}_c$	débit massique de flux chaud	(kg/s).
$\dot{m}_f$	débit massique de flux froid	(kg/s).
$f_i^V$	Fugacité du constituant (i) dans la phase vapeur	
$f_i^L$	Fugacité du constituant (i) dans la phase Liquide	
$\Phi_i^V$	Coefficient de Fugacité du constituant (i) dans la phase vapeur	
$\Phi_i^L$	Coefficient de Fugacité du constituant (i) dans la phase Liquide	
x <sub>i</sub>	Fraction molaire du constituant (i) dans la phase Liquide	(%).
y <sub>i</sub>	Fraction molaire du constituant (i) dans la phase vapeur	(%).
P	Pression	(bar).
V	Le volume molaire du gaz	(m <sup>3</sup> ).
$f_i^{0L}$	Coefficient de fugacité du constituant (i) dans la phase vapeur	
$\gamma_i$	Coefficient d'activité du constituant (i) dans la phase vapeur	
$\Phi_i$	La fraction volumique	
$\theta_i$	La fraction surfacique	
C <sub>t</sub>	La conductance thermique de l'échange	(W/°C).
$\dot{q}$	Le flux de chaleur échangé par les deux fluides	(kW).
T <sub>in</sub>	Température de l'entrée coté tube	(°C).
T <sub>out</sub>	Température de sortie coté tube	(°C).
t <sub>in</sub>	Température de l'entrée coté calandre	(°C).
t <sub>out</sub>	Température de sortie coté calandre	(°C).
D	débit massique de distillat	(kg/s).
R	débit massique de reflux	(kg/s).
TR	Taux de reflux	
Q <sub>B</sub>	Quantité de chaleur de rebouilleur	(kcal/h).
$\Delta H_v$	Enthalpie de vaporisation à pression atmosphérique	(J/mol).

$T_c$	Température critique	(°C).
$P_c$	Pression critique	(bar).
$R$	Constante des gaz parfaits = 8.314	(J/mol.K).
$T_b$	Température réduite à température d'ébullition normale	(°C).
$\Delta H_{vb2}$	La chaleur de vaporisation à température $T_{br2}$	(°C).
$\Delta H_{vb1}$	La chaleur de vaporisation à température $T_{br1}$	(°C).
$P_{ci}$	Pression critique du constituant (i)	(bar).
$T_{ci}$	Température critique du constituant (i)	(°C).
$V_{ci}$	Volume molaire critique du constituant (i)	(m <sup>3</sup> /kmole).
$W_{SRKi}$	Facteur acentrique du constituant (i)	
$X_i$	Fraction molaire du constituant (i)	(kg /kmole).
$V_m$	volume molaire critique du mélange	(m <sup>3</sup> /kmole).
$V_s$	volume caractéristique du mélange	(m <sup>3</sup> /kmole).

---

## Constantes

---

a	Constante = -1,52816
b	Constante = 1,43907
c	Constante = -0,81446
d	Constante = 0,190454
e	Constante = -0, 296123
f	Constante = 0,386914
g	Constante = -0, 0427258
h	Constante = -0, 0480645

---

## Listes des figures

---

Figure I.1. Evolution de la Consommation mondiale de GNL+GPL.....	1
Figure I.2. Synthèse des flux énergétiques en 2009 ( $10^3$ TEP).....	3
Figure I.3. Répartition de la consommation nationale de l'énergie (MTEP) .....	3
Figure I.4. Commercialisations de GPL.....	4
Figure I.5. Offre prévisionnelle National du GPL en ( $10^3$ T).....	9
Figure II.1. le schéma simplifié d'un train de production .....	10
Figure II.2. Partie de la section de stockage .....	17
Figure II.3. Section BOG (boil off gas) .....	17
Figure III.1. Schéma d'une tour de fractionnement.. .....	20
Figure IV.1. Schéma simplifié du train 100 du procédé.. .....	24
Figure IV.2. Différents Sections d'un train de séparation du GPL en 3D .....	28
Figure V.1. Pourcentage C4 en fonction de la charge GPL. ....	33
Figure V.2. Variation de la qualité des produits finis (C3 et C4) en fonction du taux de reflux si (D) est fixé et (R) varie de manière croissante.....	34
Figure VI.1. Schéma synoptique des flux de matière et d'énergie.....	39
Figure VI.2. Echangeur type calandre/ tubes de même courant.....	39
Figure VI.3. Profils de températures E-1002.....	41
Figure VI.4. Installation à L'envers (Ventilation type BAVR).....	41
Figure VI.13. Profils de températures E-1003. ....	42
Figure VI.13. Profils de températures E-1004. ....	42
Figure VI.13. Profils de températures E-1005. ....	43
Figure VI.13. Profils de températures E-1006. ....	43
Figure VI.13. Profils de températures E-1007. ....	44
Figure VI.13. Profils de températures E-1011. ....	44
Figure VI.13. Profils de températures E-1012. ....	45
Figure VI.13. Profils de températures E-1013. ....	45
Figure VI.13. Profils de températures E-1021. ....	46
Figure VI.14. Profils de températures E-1022. ....	46
Figure VI.15. Profils de températures E-1023. ....	47
Figure VI.16. Profils de températures E-1024. ....	47

---

## Listes des figures

---

Figure VI.17. Profils de températures E-1025. ....	48
Figure VI.18. Profils de températures E-1026. ....	48
Figure VI.19. Profils de températures E-1027. ....	49
Figure VII.1. Structure générale d'un simulateur. ....	53
Figure VII.2. Interface HYSYS montrant quelque vocabulaire qui sont utilisée dans pendant les étapes de construction d'un model.....	55
Figure VIII.1. Profil de température en fonction des nombres des plateaux le long de dé-propaniseur au cas design avec un taux de charge 100%.....	63
Figure VIII.2. Profil des débits en fonction des nombres des plateaux le long de dé-propaniseur au cas design avec un taux de charge 100%.....	63
Figure VIII.3. Profil des compositions en fonction des nombres des plateaux le long de dé- propaniseur au cas design avec un taux de charge 100%.....	64
Figure IX.1. Profils de la température des échangeurs E-1004 et E-1005 (HYSYS 3.2). ....	69
Figure IX..2. Profils de l'enthalpie et l'entropie de la charge du GPL (HYSYS 3.2).....	70
Figure IX..3. Schéma simplifié de la section de séparation du train 100 du procédé après la simulation ..	70
Figure IX..4. Consommation électrique actuel des aérocondenseurs.....	71
Figure IX..5. Gain énergétique électrique des aérocondenseurs. ....	72
Figure IX..6. Photos au sein de la section de réfrigération... ..	79

---

## Liste des tableaux

---

Tableau II.2. Quelques propriétés physiques des gaz butane et propane .....	9
Tableau IV.1. Composition molaire du GPL brut .....	25
Tableau IV.2. Composition molaire du propane commercial .....	26
Tableau IV.3. Composition molaire du butane commercial .....	27
Tableau V.1. Composition molaire des charges d'alimentation .....	32
Tableau V.2. Normes NGPA.....	33
Tableau VI.1. Composants de GPL à l'entrée.....	49
Tableau VI.2. Synthèse des données thermiques actuelles du réseau d'échangeurs (fournies)....	50
Tableau VII.1. Méthodes HYSYS.....	58
Tableau VIII.1. Données opération design et actuelles.....	62
Tableau VIII.2. Paramètres de sortie dans le cas design et la simulation .....	62
Tableau VIII.3. Les paramètres de sorties obtenus pour des Différents Charge.....	66
Tableau IX.1. Calcul des conductances thermiques à 140% de la charge .....	68
Tableau IX.2. Comparaison entre les conductances à 100% de la charge .....	69
Tableau IX.3. Consommation électrique des aérocondenseurs.....	71
Tableau IX.4. Gain énergétique électrique des aérocondenseurs .....	72
Tableau IX.5. Estimation du coût au niveau des aérocondenseurs en dinars. ....	72
Tableau IX.6. Calcul des gains du flux thermique. ....	73
Tableau IX.7. Calcul du débit du GN.....	74
Tableau IX.8. Calcul des Gains en kW .....	74
Tableau IX.9. Comparaison énergétique des trains 100 et 500. ....	77
Tableau IX.10. Conversion des énergies en quantité GPL .....	78
Tableau IX.11. Composition de la charge propane, butane .....	81
Tableau IX.12. Données des paramètres des échangeurs et ballons d'aspirations. ....	81
Tableau IX.13. Comparaison des débits de vapeur dans les ballons d'aspiration pour les deux trains 100 et 900. ....	82

**INTRODUCTION**

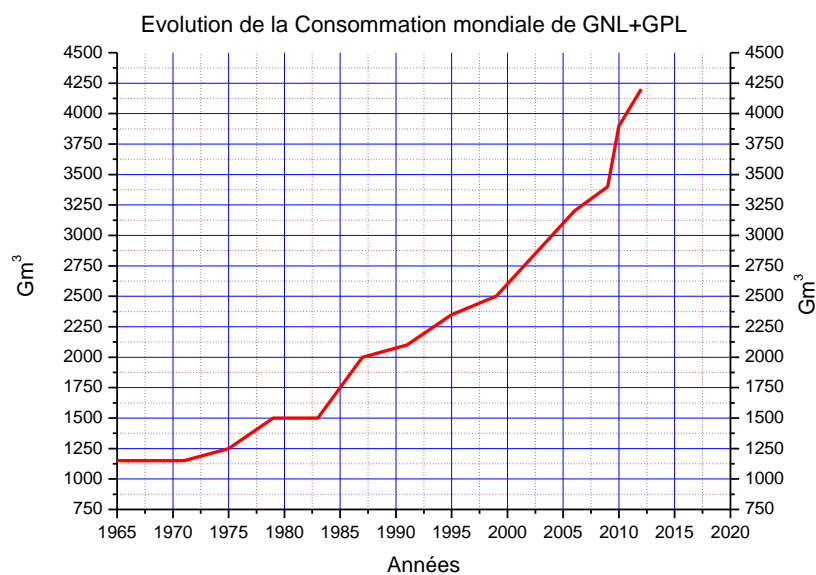
**GENERALE**

## INTRODUCTION GENERALE

### I. 1. Introduction.

L'Algérie est un pays pétrolier et gazier ; l'industrie du GPL est très importante et sa production suit une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés par cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

Les préoccupations principales de la politique énergétique algérienne et ses priorités devraient conjuguer l'importance du lien entre la bonne gestion de l'énergie, la protection de l'environnement et le développement durable car cette ressource est limitée et non renouvelable. L'industrie du GPL et par l'intermédiaire des organisations professionnelles telles que le forum mondiale du GPL a pour mission de promouvoir ce combustible gazeux pour la protection de l'environnement. [6]



**Figure. I.1: Evolution de la Consommation mondiale de GNL+GPL. [6]**

En Algérie l'industrie de liquéfaction du gaz naturel et la séparation du GPL en butanes et propane pour les besoins des communautés rurales est en pleine expansion après une accalmie de plus de 20 ans pendant les quels l'Algérie a surtout développé ses exportations par gazoducs sous marins vers l'Europe. L'Algérie joue un rôle très important dans le commerce mondial de l'énergie: elle exporte 94% des importations en gaz naturel de toute la région Méditerranéenne, elle est le troisième pourvoyeur de l'Union européenne après

la Russie et la Norvège, et le quatrième exportateur sur le marché mondial. De nouveaux projets de développement de l'activité gaz sont en cours de réalisation par Sonatrach. Le remplacement des trains fournis par TEAL, détruits par le sinistre de Skikda, le projet de train géant à Arzew dans le cadre du projet le développement des champs gaziers de Gassi-Touil, In-Salah,..., les gazoducs Medgaz, Galsi et Nigal permettront à l'Algérie d'augmenter ses exportations de gaz de 30% à l'horizon 2012.

Depuis la mise en service du complexe GP1Z et l'exploitation du champ gazier de HOUD EL HAMRA en 1996, la production du GPL en Algérie connaît des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime. Le programme de valorisation des ressources gazières bénéficie aujourd'hui des disponibilités importantes en GPL.

Sonatrach a acquis une grande expérience dans le développement de l'ensemble de la chaîne gazière, l'intégration de ses différents segments, à savoir le développement, transport, liquéfaction. D'après certaines estimations, l'Algérie vise à exporter 85 milliards de mètres cubes de gaz d'ici 2012, pour répondre à la croissance prévisible de la demande mondiale.

La demande actuelle de GPL et les perspectives de sa croissance rapide posent le problème de l'accroissement nécessaire de la production GPL dans les usines de traitement actuelles dans l'immédiat, et éventuellement par la réalisation d'usines nouvelles à moyen terme. [6]

## **I. 2. Production et commercialisation des énergies fossiles.**

Les principales caractéristiques des produits énergétiques sont données comme suit :

- L'énergie disponible est la somme de la production nationale, des importations et des stocks : elle a atteint 166 MTEP en 2009 contre 177 MTEP en 2008, soit une baisse de -6.1 %.
- La part des exportations du total de l'énergie disponible a été de 73.5%, tandis que le reste a servi à la couverture des besoins internes.
- Pour les approvisionnements internes, la consommation finale a augmenté de 6.0%, passant de 29.0 MTEP en 2008 à 30.7 MTEP en 2009.



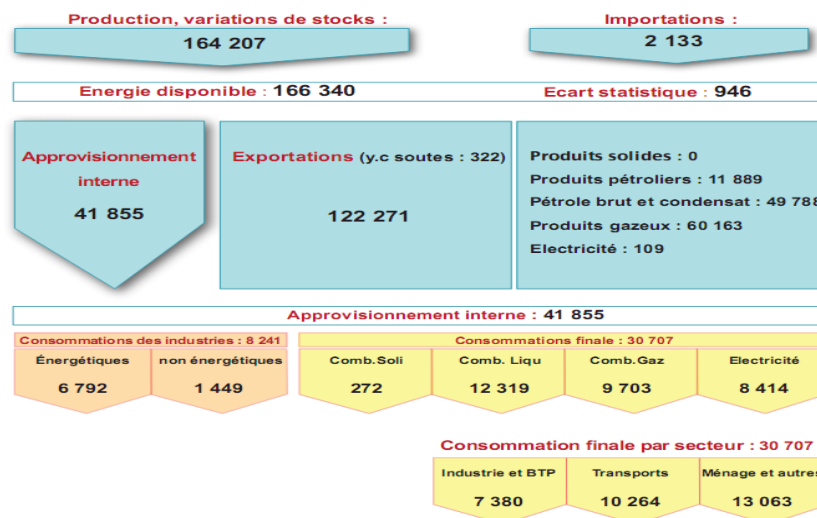


Figure. I.2 : Synthèse des flux énergétiques en 2009 (10<sup>3</sup>TEP). [6]

L'année 2009 a enregistré une baisse de la production d'énergie primaire qui passe de 175 MTEP en 2008 à 164 MTEP en 2009. Cette baisse est due pratiquement à la baisse de la production des hydrocarbures : pétrole brut (-7.3%), condensat (-10.8%), GN (-4.8%) et celle du GPL aux champs (-3.3%). La production des combustibles solides et de l'électricité hydraulique, qui restent très faibles, ont augmenté respectivement de (+15.1%) et (+17.7%).

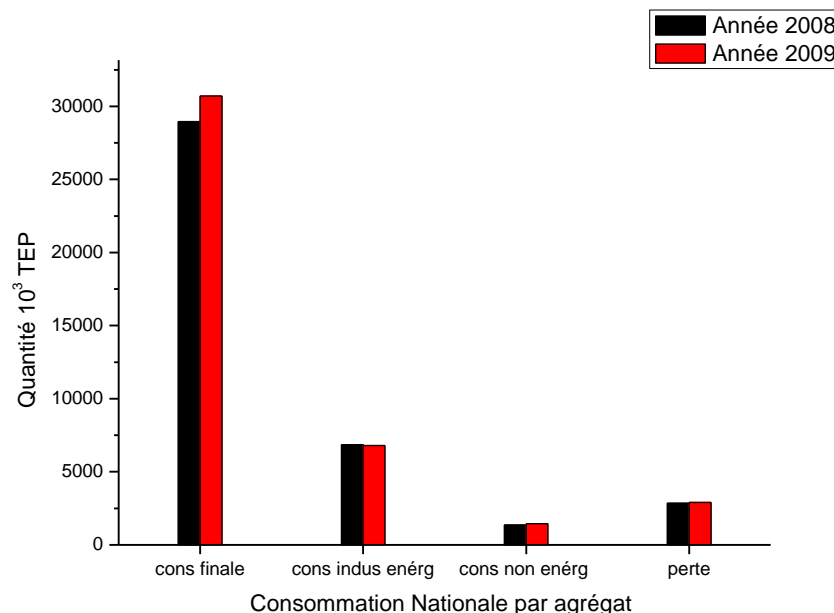


Figure. I.3 : Répartition de la consommation nationale de l'énergie (MTEP).

La consommation nationale d'énergie (y compris les pertes) est la somme de la consommation finale des consommations non-énergétiques et de celles des industries énergétiques. Elle est passée de 40 MTEP en 2008 à 41.9 MTEP en 2009, soit une augmentation de 4.7%. La structure de la consommation nationale d'énergie reste dominée par le gaz naturel (35.3%), les produits pétroliers (29.4%) et l'électricité (27.7%). La consommation du GN, des produits pétroliers et de l'électricité a cru respectivement de 4.2, 7.7 et 4.1% comparée à ceux de l'année 2008.

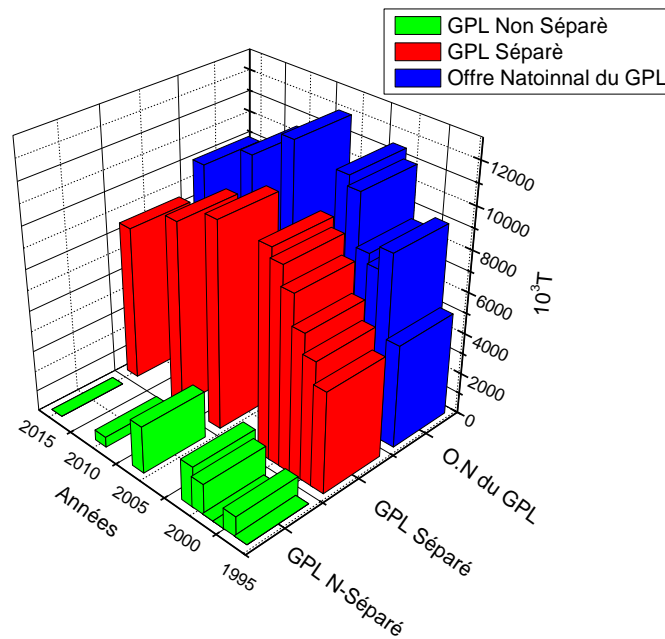
Le taux de croissance de la consommation de GPL observé durant les quatre années précédentes devrait se maintenir avec la perspective de généralisation possible des équipements de GPL destinés aux habitations rurales qui ne peuvent actuellement consommer que du Butane commercialisé en bouteilles. La demande actuelle de GPL et les perspectives de sa croissance rapide posent le problème de l'accroissement nécessaire de la production GPL dans les usines de traitement. [6]

### I. 3. Production des GPL.

La découverte du GPL (gaz de pétrole liquéfié) ou LPG (Liquified Petroleum Gases) est beaucoup plus récente que celle du pétrole. En effet elle remonte au 24 décembre 1910 en Virginie (USA), lorsque l'ingénieur de la Riverside Oil Campany, H.STUKEMAN, réussit pour la première fois à obtenir les 658 premiers litres de GPL liquide. Autrefois, le gaz naturel associé aux hydrocarbures liquides et les GPL n'étaient pas des produits recherchés pour eux-mêmes, mais plutôt obtenus fatalement, respectivement lors d'opération de séparation sur les champs et de craquage dans les raffineries. Lorsque les lieux de production étaient éloignés



**Figure. I.4 : Commercialisations des GPL.**



**Figure. I.5 : Offre prévisionnelle National du GPL en ( $10^3$  T).**

des zones de consommation, le gaz associé au pétrole liquide était simplement envoyé à la torche quand il n'est pas réinjecté dans le réservoir pour en maintenir la pression. Mais avec l'ampleur de la demande sans cesse croissante en hydrocarbures et les impératifs de conservation de cette énergie, le gaz naturel et les GPL ont donné lieu à des secteurs industriels spécifiques.

Le GPL est un mélange d'hydrocarbures constitué principalement de propane, de n-butane et i-butane, avec un peu d'éthane ; aux conditions normales de pression et de température le GPL se trouve à l'état gazeux, mais il est facilement liquéfiable à la température ambiante sous une pression moyenne de 4 à 18 bars. Cette particularité permet un stockage et un transport plus simple comparativement au gaz naturel (méthane, éthane) qui exige des pressions très élevées

#### **I. 4. Provenances du GPL.**

Les gaz de pétrole liquéfiés proviennent principalement à partir :

- Des raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation de pétrole brut, soit lors du cracking et reforming des produits plus lourds.

- Au cours des séparations de l'essence légère du gaz naturel (GN) dans le but de recueillir les condensats (propane, butane, essences légères).
- Lors de la récupération directe des gaz séparés du brut dans les centres de séparation et stabilisation des pétroles bruts (gaz associés au pétrole).

## I. 5. Le complexe GP1.Z

Le complexe GP1.Z situé entre la centrale thermodynamique de Mers El Hadjaj à l'Est et les complexes de GNL à l'Ouest et qui s'étend sur une superficie de 120 hectares. Il a été construit avec le concours d'un consortium Japonais IHI- ITOCHU dans le cadre d'un contrat clé en main, en trois phases de construction, la première a été réceptionnée le 2 septembre 1984, la deuxième phase le 20 novembre 1998 et la troisième phase le 24 Février 2010. Il se compose de neuf trains d'une capacité totale de production de  $10.8 \times 10^6$  tonnes/ans de GPL, d'une capacité de stockage de la charge GPL de  $16000 \text{ m}^3$  (seize sphères de  $1000 \text{ m}^3$  chacune), d'une capacité de stockage des produits réfrigérés de  $420.000 \text{ m}^3$  (trois bacs pour le propane et trois bacs pour le butane de  $70.000 \text{ m}^3$  chacun, avec leur système de boil Off), une capacité de stockage des produits ambiants de  $2000 \text{ m}^3$ , destinés au marché local de Propane et de Butane, deux quais de chargement d'un débit respectif de  $10.000 \text{ m}^3 / \text{h}$  et  $4000 \text{ m}^3 / \text{h}$  pouvant recevoir des navires de 4000 à 5000 tonnes.

L'énergie électrique pour le fonctionnement des installations du complexe est fournie totalement par la compagnie nationale SONELGAZ par le biais de deux lignes de 60 kV chacune, aux différents utilisateurs. [10]

## I. 6. Objectifs de l'étude.

Sonatrach sépare les GPL en provenance des champs pétroliers dans des usines dont les premières datent depuis trente ans ; celles-ci ont été conçues lorsque les GPL étaient peu valorisés, ce qui impliquait une conception des procédés biaisée vers l'investissement au détriment du rendement et de l'efficacité énergétiques. Aujourd'hui, cette conception est devenue obsolète dans toutes les branches des industries énergétiques et il importe donc de réduire l'énergie consommée par la séparation du GPL en modifiant si possible les procédés de séparation. Dans ce contexte, la division Aval de la SONATRACH a suggéré d'utiliser des méthodes d'optimisation telle que la Pinch Technology pour quantifier rapidement les gains potentiels de production par un réarrangement et/ou une augmentation des échangeurs de chaleur en fonction des écarts de température minimaux en bout d'échangeurs dans le but de

réduire la consommation des utilités chaudes et la puissance mécanique . La solution à retenir doit être compatible avec la puissance maximale de compression fournie au cycle de réfrigération cascadié en trois étages pour les butanes et le propane. En résumé, cette optimisation du procédé de séparation du GPL consistera à évaluer et comparer les économies de consommation d'énergie proposées aux investissements en échangeurs nécessaires pour obtenir ces économies.

L'étude proposée s'inscrit dans le cadre du projet de recherche « Intégration et optimisation des procédés thermomécaniques dans l'industrie énergétique » récemment agréé pour la période 2010-2012.

# PROBLEMATIQUE

## PROBLEMATIQUE

### II.1. Introduction.

Les GPL se composent essentiellement de Propane et de Butanes ; l'Ethane et le Pentane n'y sont présents qu'en faibles proportions considérées comme impuretés. Leur liquéfaction se traduit par une réduction de volume de 239 pour les Butanes et de 311 pour le Propane. Ces produits peuvent être liquéfiés à pression atmosphérique ou à une pression plus élevée résultant d'un choix technico-économique. Leur utilisation dans les foyers domestiques suit des règles dictées principalement par des considérations de sécurité. Le Propane est plus volatile ; sa température normale d'ébullition est de  $-42^{\circ}\text{C}$  ; en dessous, il est liquide et son volume est réduit par un facteur de 311. Il ne peut être stocké en bouteilles à l'intérieur des habitations. Son usage domestique convient aux foyers ruraux qui peuvent le stocker à l'extérieur dans des abris ouverts et au-dessus du sol pour favoriser la dispersion des fuites éventuelles de Propane qui est plus lourd que l'air. Le Butane est moins volatile et peut donc être contenu dans des bouteilles à pression moindre à la température ambiante. Sa température normale d'ébullition est de  $0,5^{\circ}\text{C}$ . Liquéfié, son volume est réduit d'un facteur de 239. Son usage est le seul autorisé dans les foyers urbains. Il est ainsi devenu nécessaire de séparer les composants Propane et Butane du mélange GPL qui est produit aux champs pétroliers et accessoirement dans les raffineries.

Le GPL tout en provenant des unités de traitement des champs producteurs du sud est stocké à son arrivée au complexe dans les sphères de charge d'où il est pompé vers les neuf trains de séparation. Le GPL, après avoir été déshydraté à travers des tamis moléculaires, est envoyé dans un fractionnateur où il est séparé en Propane et Butane commerciaux. Le Propane est ensuite traité dans un dé-éthanisateur pour éliminer les produits légers Méthane et éthane utilisés dans les fours comme combustible. Le Propane sortant du fond du dééthanisateur et le butane du fond du fractionnateur, sont ensuite refroidis dans la section de réfrigération à  $-42^{\circ}\text{C}$  pour le propane et à  $-9^{\circ}\text{C}$  pour l'isobutane avant d'être stockés dans leurs bacs respectifs à la pression atmosphérique le refroidissement se fait graduellement en trois étages, en utilisant une boucle fermée de Propane réfrigérant recyclé par le biais d'un compresseur centrifuge à trois étages entraîné par une turbine à gaz ou un moteur dans les cinq nouveaux trains. L'énergie thermique fournie au fractionnateur et au dééthanisateur est assurée par la circulation d'un fluide caloporteur chauffé dans un four à  $180^{\circ}\text{C}$ , utilisant le GN comme combustible. [10]

**Tableau II.1 : Quelques propriétés physiques des gaz butane et propane. [12]**

Composant	Température normale d'ébullition (°C)	Densité du Gaz kg/m <sup>3</sup> à 15°C (selon la pureté)	Densité du Liquide kg/m <sup>3</sup> à 15°C (selon la pureté)
Butane	0,5	de 570 à 580	de 1,9 à 2,1
Propane	- 42	de 500 à 510	de 1,4 à 1,5

## II.2. Problématique.

Dans une politique logique de minimisation des dépenses énergétiques pour des enjeux économiques évidents mais aussi dans la perspective d'une utilisation durable et rationnelle de l'énergie, les professionnels et les industriels du domaine s'accordent sur la nécessité d'optimiser ou de ré-optimiser les procédés de liquéfaction du gaz naturel pour réduire les coûts opératoires en énergie et les investissements dans les équipements, en particulier pour les compresseurs, les moteurs et les échangeurs à basse température. Les potentiels de réduction du coût global résident principalement dans l'amélioration des transferts thermiques et les rendements énergétiques des cycles thermomécaniques de puissance et de réfrigération. Les coûts imputables aux transferts thermiques et ceux imputables à la puissance mécanique de réfrigération étant antagonistes, une répartition optimale existe naturellement en tant que compromis à établir en fonction des coûts actuels des équipements et des perspectives des coûts opératoires futures, y compris ceux de l'énergie en croissance inéluctable. A titre d'exemple, on pense qu'il est possible de diminuer l'auto consommation énergétique de 5 à 25% selon les procédés, la taille et l'ancienneté des usines considérées.

C'est ainsi que SONATRACH s'intéresse à l'augmentation potentielle de la production du Jumbo GPL- GP1Z d'Arzew qui a été mis en service en 1984. Cette usine ayant été conçue à une époque où le rapport des coûts de l'énergie et des équipements était relativement faibles, il est légitime de rechercher les améliorations potentielles à réaliser par la modification éventuelle des inventaires de transferts thermiques et des consignes opératoires afin d'obtenir un nouvel optimum. La figure II.1 ci-dessous représente le schéma simplifié d'un train de production de butane et de propane à partir d'un flux brut de GPL en provenance du champ de production.



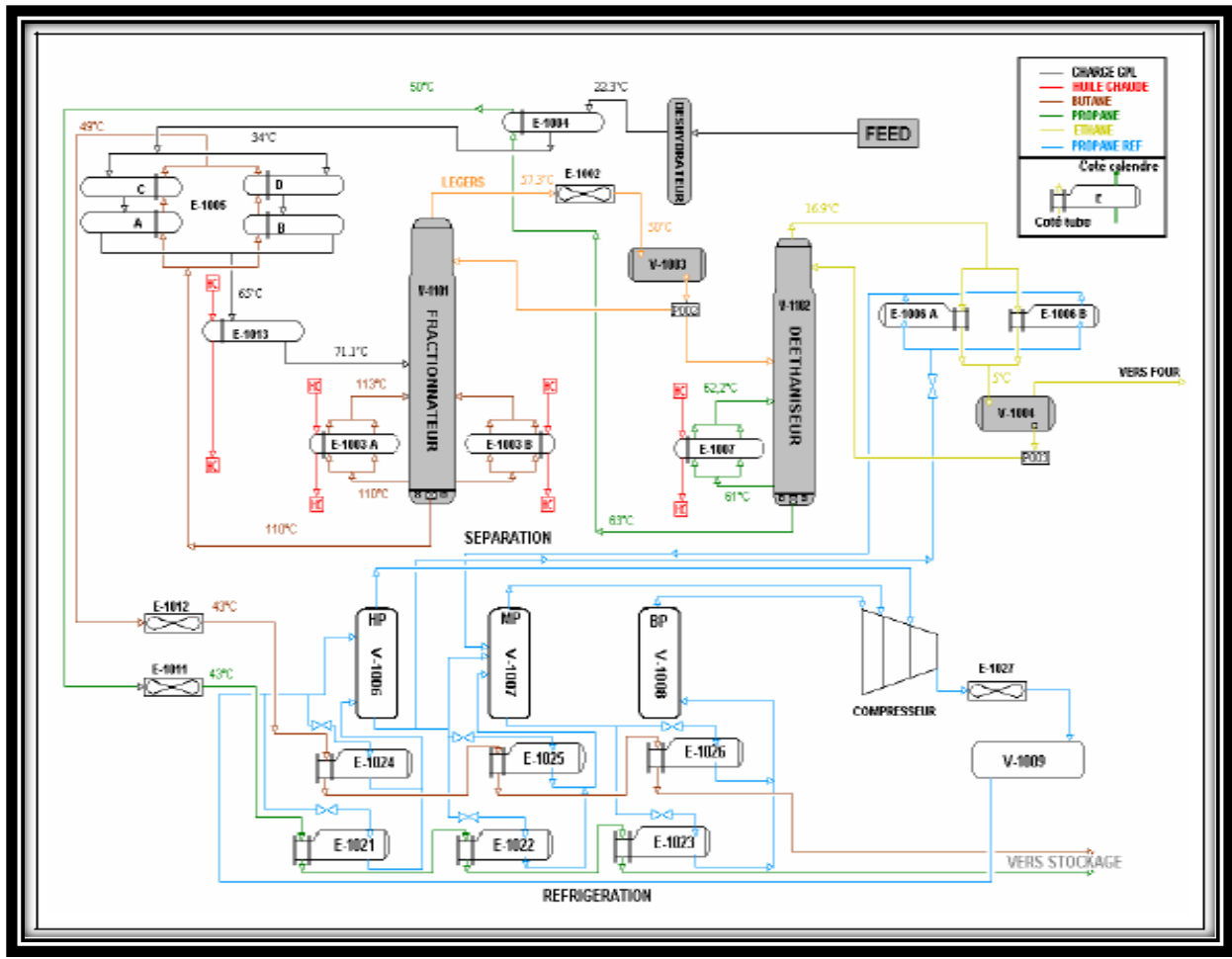


Figure. II.1: le schéma simplifié d'un train de production. [10]

Notre démarche de travail comprend deux parties :

- ✓ La première partie porte sur une présentation du complexe GP1Z et des généralités sur les GPL, suivie par une description du procédé de séparation du GPL, et enfin des généralités sur les colonnes de distillation et les échangeurs de chaleurs.
- ✓ La seconde partie est consacrée à l'étude pratique basée sur la simulation de différents cas, avec une comparaison et interprétation des résultats.

Une simulation du procédé avec des paramètres design et la comparaison des résultats du simulateur avec ceux calculés pour vérifier l'exactitude de la simulation, en utilisant deux modèles de comportement (équations d'état) thermodynamiques SRK et PR.

L'augmentation graduelle de la charge d'alimentation jusqu'à arriver aux limites admissibles, en respectant chaque fois les spécifications commerciales des produits séparés ainsi que l'habilité de chaque élément de cette section.

Nous avons essayé d'étudier la possibilité d'augmenter le taux de charge jusqu'à 140% dans l'unité de fractionnement au niveau du complexe GP1Z.

Une simulation avec les paramètres actuels de fonctionnement pour les deux sections (séparation et réfrigération) et la comparaison des résultats avec les paramètres design pour vérifier l'optimalité des paramètres opératoires du réseau d'échangeurs et du cycle de réfrigération et définir les cibles de consommation minimales et les économies potentielles.

Enfin, nous terminons notre travail par une conclusion dans laquelle les résultats trouvés sont récapitulés.

### **II.3. Principales installations du complexe. [4]**

Les principales installations du complexe GPL1Z sont :

- ✓ 09 Trains de traitement du GPL.
- ✓ 02 Unités de liquéfaction des Boil-Off.
- ✓ 22 Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000 m<sup>3</sup> chacune.
- ✓ 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m<sup>3</sup> chacune.
- ✓ 03 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m<sup>3</sup> chacune.
- ✓ 01 Bacs de stockage de bupro basse température de 70000 m<sup>3</sup> chacune.
- ✓ 04 Sphères de stockage de produits ambiants (propane et butane) de 500 m<sup>3</sup> chacune.
- ✓ 01 Sphères de stockage gazoline de 500 m<sup>3</sup>.
- ✓ Unité de démercurisation.
- ✓ 05 Sales de contrôle.
- ✓ 01 Station électrique alimentée par SONELGAZ.
- ✓ 04 Générateurs assurant l'énergie de secours du complexe.
- ✓ 02 Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 4000 et 5000 tonnes.
- ✓ Une rampe de chargement de camions.
- ✓ Une station de pompage d'eau de mer.
- ✓ Un système de télésurveillance.

## II.4. Description du procédé de séparation du GPL.

### II.4.1. Section de stockage de GPL.

Cette section est conçue pour maintenir un fonctionnement stable et d'assurer une autonomie de plus de 10 heures pour alimenter les trains en GPL brut en cas d'arrêt de pompage. Elle est destinée aussi à recevoir soit le flux de recyclage, soit le produit hors spécification revenant des sections en aval.

La charge d'alimentation est livrée par RTO (Région Transport Ouest) au complexe GP1Z en GPL brut en provenance des différents champs du sud (Hassi Messaoud, Hassi R'mel, Alrar, Tin-Fouye Tabankort et Rhourde Nous). Elle est acheminée vers le stockage à l'aide d'un pipeline de 24". Avant le stockage le GPL brut passe d'abord par un collecteur équipé d'un contrôleur de pression permettant le maintien d'une pression de service stable, puis traverse des filtres chacun muni d'un PDI ( $\Delta P=0,5$ ) afin de signaler l'encrassement. Ensuite le GPL traverse les dégazeurs de la charge afin de séparer et purger les vapeurs du mélange vers les sphères d'alimentation.

Une fois que la charge est filtrée et dégazée, elle passe alors à travers neuf (09) démercuriseurs pour réduire sa teneur en Mercure jusqu'à l'ordre de 5 nano-g/Nm<sup>3</sup>.

A l'issue des démercuriseurs, la charge passe par des redresseurs pour rendre l'écoulement laminaire afin d'avoir une lecture correct du débit et de la densité du GPL. Le GPL brut est acheminé ensuite vers les sphères de charge sous une pression de 18 à 24 bars et une température de 5 à 41,8 °C.

La charge est stockée dans 22 réservoirs sphériques de capacité de 1000 m<sup>3</sup> chacune à des pressions variables entre 7 et 9 bars.

Le GPL brut est acheminé par la suite vers les neuf trains du procédé qui fonctionnent en parallèle. Cette opération est assurée par 14 pompes centrifuges multi étages a puisard qui aspirent à partir de ce dernier et refoulent dans le collecteur commun pour approvisionner les trains du procédé à une pression de 30 bars.

## II. 4.2. Section de déshydratation.

Le but de la section de déshydratation est de réduire la teneur d'eau dissoute dans le GPL de 100 ppm à 5 ppm en poids pour éviter ainsi la formation de glace et de bouchons de givre dans les parties froides de l'installation de réfrigération.

Cette section comprend trois colonnes d'adsorption à tamis moléculaires ; à tout instant on a une colonne en service (en adsorption), l'autre en régénération et la dernière en attente. Le GPL passe dans le sécheur du bas vers le haut, l'humidité est extraite lors du passage du GPL à travers les tamis moléculaires pendant 36 heures, une fois cette durée dépassée, le sécheur passe automatiquement en régénération. [4]

La régénération passe par les séquences suivantes :

- ❖ Drainage (durée 1h) : la vidange du sécheur se fait par l'injection du gaz naturel sous une pression de 20 bars. Le GPL restant est acheminé vers les sphères de charge.
- ❖ Dépressurisation (durée 30 min) : cette séquence sert à réduire la pression du sécheur de 20 bars.
- ❖ Chauffage (durée 1h) : le réchauffage se fait par le GN chauffé dans le four à une température de 280 °C ; il passe dans le sécheur de haut en bas pour évaporer l'eau absorbée dans les trains moléculaires.
- ❖ Refroidissement (durée 5h) : le secteur étant chaud après la séquence de réchauffage, il est refroidi par le GN porté à une température de 12 à 45 °C et une pression de 3 bars.
- ❖ Pressurisation (durée 30 min) : Avant le remplissage de la colonne par le GPL, il faut atteindre une pression de service de 20 bars. Cette opération se fait par l'introduction de GN à haute pression.
- ❖ Remplissage : Cette opération consiste à mettre le sécheur en attente.

## II. 4.3. Section de séparation.

Le débit de charge vers la section de séparation dépend de la qualité de cette même charge. Chaque train doit produire 1,2 million de tonnes par an de propane et butane commerciaux ; le débit nécessaire est d'autant plus élevé que la teneur en éthane et en pentane est importante.

La capacité minimale de chaque train correspond à 50 % de sa capacité normale. A ce débit, chaque colonne doit être exploitée avec un reflux et un ré-bouillage suffisants pour assurer un fonctionnement stable.

Si un produit d'un train dérive et se trouve hors spécification, il faut recycler tous les produits de ce train, pour maintenir autant que possible, la composition de la charge dans les réservoirs sphériques. Ce pendant, cela n'est pas nécessairement vrai pour le pentane produit. Autrement dit, si l'acheminement du produit doit être arrêté pour une raison quelconque, il faut que toutes les colonnes soient mises sur fonctionnement à reflux total, jusqu'à ce que le fonctionnement contenu puisse être repris. Il faut noter que la ligne de recyclage des produits hors spécification permet le recyclage des produits d'un train à pleine capacité, ce qui est équivalent à la production de 2 trains fonctionnant à 50% de leur capacité.

#### **II. 4.4. Section de fractionnement.**

Après la section de déshydratation, le GPL brut entre dans la section de séparation, comme alimentation du Fractionnateur V-N101. Le GPL récupère d'abord la chaleur du propane produit sortant du fond de dérive dans le préchauffeur N°1, E-N004, puis une autre récupération de chaleur dans le préchauffeur N°2, E-N005 A-B-C-D, cette fois-ci sur le produit du fond du Fractionnateur.

Le GPL est finalement amené à son point de bulle dans le préchauffeur N°3, E-N013, qui fait appel au fluide caloporteur avec contrôle de la température de sortie de l'E-N013, le débit de charge est réglé selon le point de consigne du contrôleur de débit.

Dans le Fractionnateur, le GPL brut est séparé en un produit de butane au fond et un produit de propane en tête. La colonne comprend 55 plateaux à clapets.

Le fonctionnement de Fractionnateur est réglé de manière à réaliser la séparation voulue en propane et en butanes, tout en effectuant le taux de récupération recherché.

La pression en tête de fractionnateur est maintenue constante par la vanne placée dans la ligne des vapeurs de tête vers l'Aérocondenseur E-N002.

La pression dans le ballon de reflux est maintenue par un contrôleur de la différence de pression et un by-pass de gaz chaud E-N002. La température des condensats sortant d'E-N002 est maintenue constante par le réglage du pas des pales du ventilateur.

Les vapeurs de tête du V-N101 sont complètement condensées dans E-N002.

Une partie des condensats récupéré au V-N003 est reprise par la pompe de reflux P-N002 et renvoyée au V-N101 comme reflux froid, sous contrôle du débit de liquide excédentaire à la sortie de P-N002, à savoir le produit de tête, est envoyé au dérive V-N102 sous contrôle du débit piloté par le contrôleur de niveau de V-N003, voir l'annexes -K-M-L-.

Le liquide au fond du fractionnnateur représente essentiellement un butane à teneur variable en pentane. En fonction de la teneur en pentane de la charge, le butane peut subir une dépentanisations ou non. En fonctionnement normal, le dépentaniseur n'est pas nécessaire. Ce qui explique le nombre faible des colonnes prévues (02) pour les neuf trains. [4]

#### **II. 4.4. Section de déethanisation.**

Afin de produire du propane commercial dans les limites voulues, les produits de tête de la colonne de fractionnement alimentent le de-éthaniseur ; ce dernier est une colonne de fractionnement équipée de 25 plateaux à clapets. Le propane sort au fond de la colonne à une température de 63°C et se dirige directement vers le premier préchauffeur du fractionnnateur et passe ensuite vers les aéroréfrigérants E-N011 où il va être refroidi avant de pénétrer dans la section de réfrigération, où il est refroidi à -38°C, et enfin vers les sphères de stockage afin d'être expédié sur le stockage des produits finis. Le gaz riche en éthane sortant de la partie supérieure du dé-éthaniseur est utilisé comme combustible du four. [4]

#### **II. 4.5. Section de dépentanisation.**

Il existe deux dépentaniseurs communs pour les 09 trains. Le rôle d'un dépentaniseur est d'éliminer les traces de pentane contenues dans les butanes. La colonne est constituée de 50 plateaux à clapets. Les normal et isobutanes sortant de la tête du dépentaniseur, mélangés au reste du butane non dépentanisé et envoyé à la section de réfrigération. Le pentane recueilli du fond du dépentaniseur sera refroidi par aéroréfrigérant, et envoyé vers le stockage ambiant ; cette opération est souvent by passée, car la charge de GPL arrive avec une très faible teneur en pentane. [4]

#### **II. 4.6. Section de réfrigération.**

Le but de cette section est de refroidir les produits finis à leur température de stockage (-38 à -42°C) pour le propane et (-8 à -10°C) pour le butane. Les produits passent par un deuxième déshydrateur appelé déshydrateur de garde, qui réduit la teneur en eau de 5 à

1 ppm ; ils sont ensuite réfrigérés par trois (03) échangeurs suivant un cycle fermé formant une boucle de réfrigération, le fluide utilisé comme réfrigérant est le propane pur. Ce dernier est évaporé dans les échangeurs de chaleur. Cette évaporation provoque l'abaissement de température du produit à réfrigérer. Une partie du propane réfrigéré sera comprimée et envoyée au de-éthaniseur comme réfrigérant de tête de colonne. Les vapeurs de propane générées sont comprimées par un compresseur centrifuge à trois (03) étages entraîné par une turbine à gaz (Train N° 100, 200, 300, 400) ou par un moteur électrique pour les nouveaux trains (500, 600 phase 02 et 700, 800, 900 phase 03), puis ensuite condensées dans les condenseurs de type aéroréfrigérant. [4]

Les produits finis sont ensuite canalisés vers les bacs de stockage, voir l'annexes -N-.

#### II. 4.7. Section d'huile chaude.

Cette section d'huile caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour les équipements suivants :

- ✓ Le troisième préchauffeur (E-N013).
- ✓ Les rebouilleurs de la section séparation :(E-N013 A-B, E-N007, E-N009).
- ✓ Le gaz naturel de réfrigération de la section déshydratation.

Le circuit d'huile est aussi une boucle fermée, les pompes en circulation aspirent l'huile du ballon d'expansion et le refoulent vers le four. Au niveau du four l'huile est chauffée premièrement par convection puis radiation jusqu'à 180°C ensuite elle est dirigée vers les différents utilisateurs, à son retour l'huile est refroidie à 130 °C. [4]

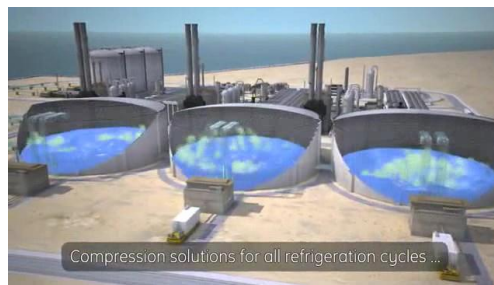
#### II. 4.8. Section de stockage et expédition.

Elle est utilisée pour le stockage des produits finis et l'expédition par navires et camions citernes. On distingue deux types de stockages : [4]

- Section de stockage à basse température (Marché international)
  - Trois bacs de stockages pour le propane de 70 000 m<sup>3</sup> chacun.
  - Trois bacs de stockages pour le Butane de 70 000 m<sup>3</sup> chacun.
  - Un bac BuPro de 70 000 m<sup>3</sup>.
- Section de stockage à température ambiante (Marché national)
  - Une sphère pour le propane de 500 m<sup>3</sup>.
  - Trois sphères pour le Butane de 500 m<sup>3</sup> chacune.

- Une sphère pour le pentane de 500 m<sup>3</sup> chacune.

Le service stockage et expédition gère les trois zones suivantes :



**Figure. II.2: Partie de la section de stockage.**

#### II. 4.8.1. Section BOG (boil off gas).

La section de reliquéfaction des vapeurs de boil off (BOG) a pour but le contrôle de la pression dans les réservoirs de stockage à basse température ; aussi bien pendant le stockage que pendant les opérations de chargement, les vapeurs excédentaires récupérées sont comprimées pour qu'elle puissent être reliquéfiées sous forme de condensats réfrigérés aux réservoirs à basse température dont le contrôle est assuré par deux salles : [4]

- ✓ LCR (Local Control Room) : s'occupe de la gestion des opérations de stockage des produits finis, section récupération BOG (gaz évaporé).
- ✓ JCR (Jetty control Room) : s'occupe de la supervision des opérations de chargement par navire.

#### II. 4.8.2. Section jetée (CN).

Destinée aux enlèvements par navire, il y'a deux jetées :

- ✓ D1 : concernant les petits navires.
- ✓ M6 : concernant les grands navires.



**Figure. II.3: Section BOG (boil off gas).**



**II. 4.8.3. Section de chargement par camion (CC).**

Destinée à la gestion des enlèvements par camion au niveau de la rampe de chargement par camion (NAFTAL et opérateurs privés). La section est dotée de 5 réservoirs sphériques, de pompes et bras de chargement. Ces installations sont conçues de manière à permettre des chargements simultanés du propane, butane et pentane. [4]

**GENERALITES SUR  
LES COLONNES DE  
DISTILLATION**

## GENERALITES SUR LES COLONNES DE DISTILLATION

### III. 1. Introduction.

La distillation est la principale méthode de séparation des constituants d'un mélange liquide à des fractions d'une pureté désirée. Cette opération de génie des procédés est caractérisée par des transferts de matière et de chaleur entre une phase liquide et une phase vapeur. La distillation est un phénomène purement physique, les constituants ne réagissent pas entre eux, ni dans la phase liquide ni dans la phase vapeur.

L'appareil principal permettant de réaliser ces transferts est le plus souvent une colonne de séparation appelée aussi une tour de fractionnement (TOWER).

### III. 2. Principe de fonctionnement. [3]

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple ; toute en travaillant à une pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température crée par une source froide (condenseur), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude ascendante.

Une colonne de fractionnement comprend toujours trois systèmes distincts :

- Un système de vaporisation appelé « rebouilleur ».
- Un système de condensation en tête appelé « condenseur ».
- Un système de contact qui engendre de grandes surface d'échanges entre les deux phases en utilisant l'un des différents dispositifs suivants :
  - ✓ Le garnissage.
  - ✓ Les plateaux : les plus utilisés sont de plusieurs types ; à calotte, à clapet ou perforés.

La colonne est devisée en trois zones :

- Zone d'alimentation : c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- Zone de rectification : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- Zone d'épuisement : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

Un schéma type d'une tour de fractionnement est représenté en figure III.1 ci-dessous.

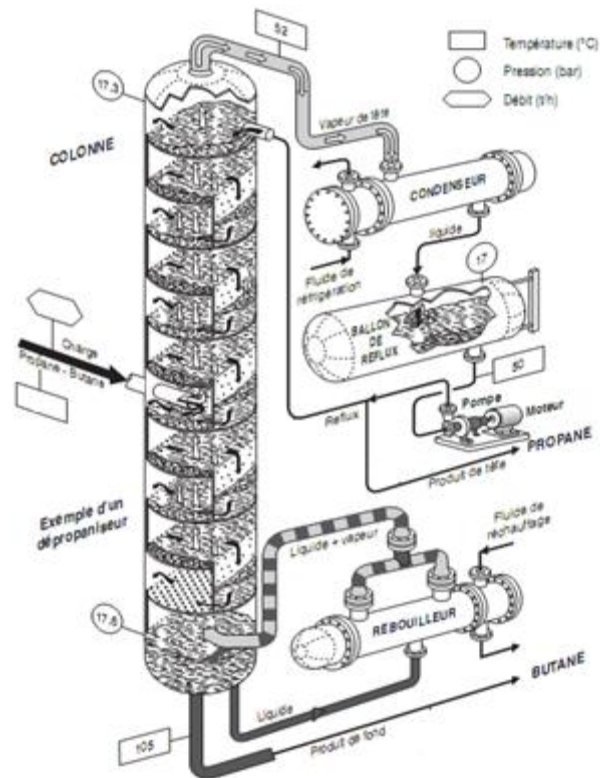


Figure III.1 : Schéma d'une tour de fractionnement. [8]

### III. 3. Performances d'une colonne de fractionnement. [3]

Les absorbeurs ont tous pour but de réaliser le meilleur échange de matière entre une phase liquide et une phase gaz en contact. Ils doivent donc être équipés de dispositifs internes qui favorisent la dispersion de la phase gazeuse dans la phase liquide et plus particulièrement provoquent la plus grande surface d'aire interfaciale.

Les performances globales de l'absorbeur, rendement et sélectivité, dépendent des phénomènes mis en jeu, à savoir :

- Les équilibres thermodynamique a l'interface (solubilités) ;
- Les lois de transport dans les phases (diffusivités) ;
- Les lois de transfert au voisinage des interfaces (coefficients de transfert, aires interfaciales) ;
- Les cinétiques des réactions chimiques (schémas réactionnels, constantes cinétiques ordres des réactions).

### III. 4. Caractéristiques d'une colonne de fractionnement. [3]

#### III. 4.1. Puissance de la colonne.

Le terme puissance de la colonne est défini comme étant le nombre de ses plateaux théoriques, où le liquide à ébullition et la vapeur émise sont en équilibre.

#### III. 4.2. Débit.

C'est le volume de vapeur passant dans la colonne pendant l'unité de temps ; le débit sera en fonction du diamètre de la colonne. On ne peut pas augmenter le débit au-delà d'une certaine valeur sous peine de provoquer l'engorgement de la colonne.

#### III. 4.3. Rétention.

C'est le volume de liquide par unité de volume de la colonne. Elle constitue un facteur important de la précision avec laquelle les constituants sont successivement séparés du mélange selon deux modes :

- ✓ Rétention dynamique : c'est le volume de rétention en fonctionnement, c'est-à-dire le volume minimum retenu dans la colonne et ses parties annexes au cours de la distillation.
- ✓ Rétention statique : c'est le volume de liquide retenu dans la colonne quand la séparation est terminée.

#### III. 4.4. Efficacité.

C'est le rapport entre le nombre de plateaux théoriques et le nombre de plateaux réel, pour une colonne donnée elle dépend du taux de reflux et de la pureté du produit.

#### III. 4.5. Finesse.

Cette caractéristique permet de comparer des colonnes ayant la même efficacité et le même pouvoir séparateur pour un mélange donné. La colonne présentant la plus grande finesse est celle qui a le plus faible volume de rétention.

#### III. 4.6. Perte de charge.

C'est la pression que doit vaincre la vapeur dans son mouvement ascendant, principalement le liquide de reflux, l'alimentation et les changements de direction liés à la conception de la colonne.

### III. 4.7. La hauteur équivalente à un plateau théorique (HEPT).

La HEPT est définie comme le rapport de la colonne (h) sur le nombre de plateaux de la colonne travaillant en reflux total (n).

$$\text{HEPT} = \frac{h}{n}$$

### III. 4.8. Les différents problèmes d'une colonne de séparation. [3]

Pour une colonne de dimensions déterminées, si les débits s'écartent des valeurs nominales de calcul, il arrive un moment où les plateaux ne fonctionnent plus correctement. On a alors atteint une des limites de fonctionnement.

Les principaux problèmes éventuellement rencontrés lors du fonctionnement d'une colonne sont :

#### III. 4.8.1. Le moussage (foaming). [3]

La formation de mousse par l'agitation et la turbulence sur le plateau est désirable, elle augmente la surface interfaciale entre le liquide et la vapeur. La mousse a une tendance de prendre du temps (foam stability) en fonction des propriétés physiques du liquide. Ce problème est à prendre en considération lors du dimensionnement des plateaux ou prévoir l'ajout d'agents anti mousse.

#### III. 4.8.2. Pleurage (weeping).

Il y a pleurage lorsque le liquide s'écoule d'un plateau à un autre par les orifices du plateau. Ce phénomène peut avoir lieu si les trous dans le plateau sont trop grands ou si le débit de gaz est trop faible.

#### III. 4.8.3. Engorgement (flooding).

Une colonne est dit engorgée lorsque le reflux liquide descendant ne peut pas s'écouler vers le rebouilleur, il est donc retenu par la poussée de la vapeur montante. Dans ce cas, on peut atteindre des limites :

- **Engorgement de trop plein** : Si le débit du gaz augmente, il faut que la vitesse verticale du mélange soit inférieure à la vitesse d'ascension des bulles de gaz. Dans le cas contraire, la vitesse du liquide dans la zone du trop plein sera grande et ce dernier ne sera plus capable d'assurer leur fonction de dégazage. La perte de charge sera également trop élevée et le liquide ne pourra plus descendre sur le plateau. [1]

- **Engorgement par entrainement** : Si le débit du gaz augmente, le mélange de liquide et de gaz peut former une émulsion. Cette émulsion peut remplir tout l'espace entre les plateaux et atteindre le plateau supérieur. Cela augmente fortement la perte de charge et diminue l'efficacité du plateau supérieur, et donc de la colonne. Généralement, dans l'industrie, le débit de vapeur est de l'ordre de 80% du débit de vapeur provoquant l'engorgement. [1]

### III. 4.8.4. Entrainement. [3]

On peut parler d'entraînement lorsque le liquide est transporté par le gaz d'un plateau à un autre plateau supérieur. Ce phénomène est dû à une vitesse trop élevée du gaz dans la zone de contact des phases.

### III. 4.8.5. Soufflage (blowing).

Ce phénomène peut se manifester quand le débit de vapeur est très important, ce qui provoque la formation d'une brume au-dessus de la zone de contact résultant en un pauvre échange entre les deux phases.

### III. 4.8.6. Perte de charge.

La perte de charge entre le haut et le bas de la colonne est surtout due à la pression exercée par le liquide de reflux. Pour un reflux donné au-delà d'un certain débit de vapeur, la perte de charge augmente extrêmement vite, le liquide n'arrive plus à descendre dans la colonne et la vapeur barbote dans le liquide. Il y a possibilité de destruction des plateaux si on ne diminue pas le débit de vapeur.

### III. 4.8.7. Mal distribution des phases.

Ce phénomène engendre une réduction de la surface de contact entre les phases et une diminution de l'efficacité de la colonne. Ce problème peut se produire lorsque :

- ✓ Les plateaux ne sont pas placés horizontalement ;
- ✓ Le débit du liquide est trop grand ;
- ✓ Le débit du gaz est trop faible ;
- ✓ Il y a un problème mécanique avec le plateau.

**DESCRIPTION DU  
FONCTIONNEMENT  
DU TRAIN N°100**



## DESCRIPTION DU FONCTIONNEMENT DU TRAIN N°100

## IV. 1. Introduction.

La charge GPL arrive par un collecteur commun, sous pression constante, aux neuf trains de production. Chaque train prélève le débit nécessaire selon son propre contrôleur de débit. Le train est divisé en deux sections : la section séparation et la section de réfrigération. Un schéma simplifié du train 100 du procédé de séparation du GPL est représenté en figure IV.1 ci-dessous

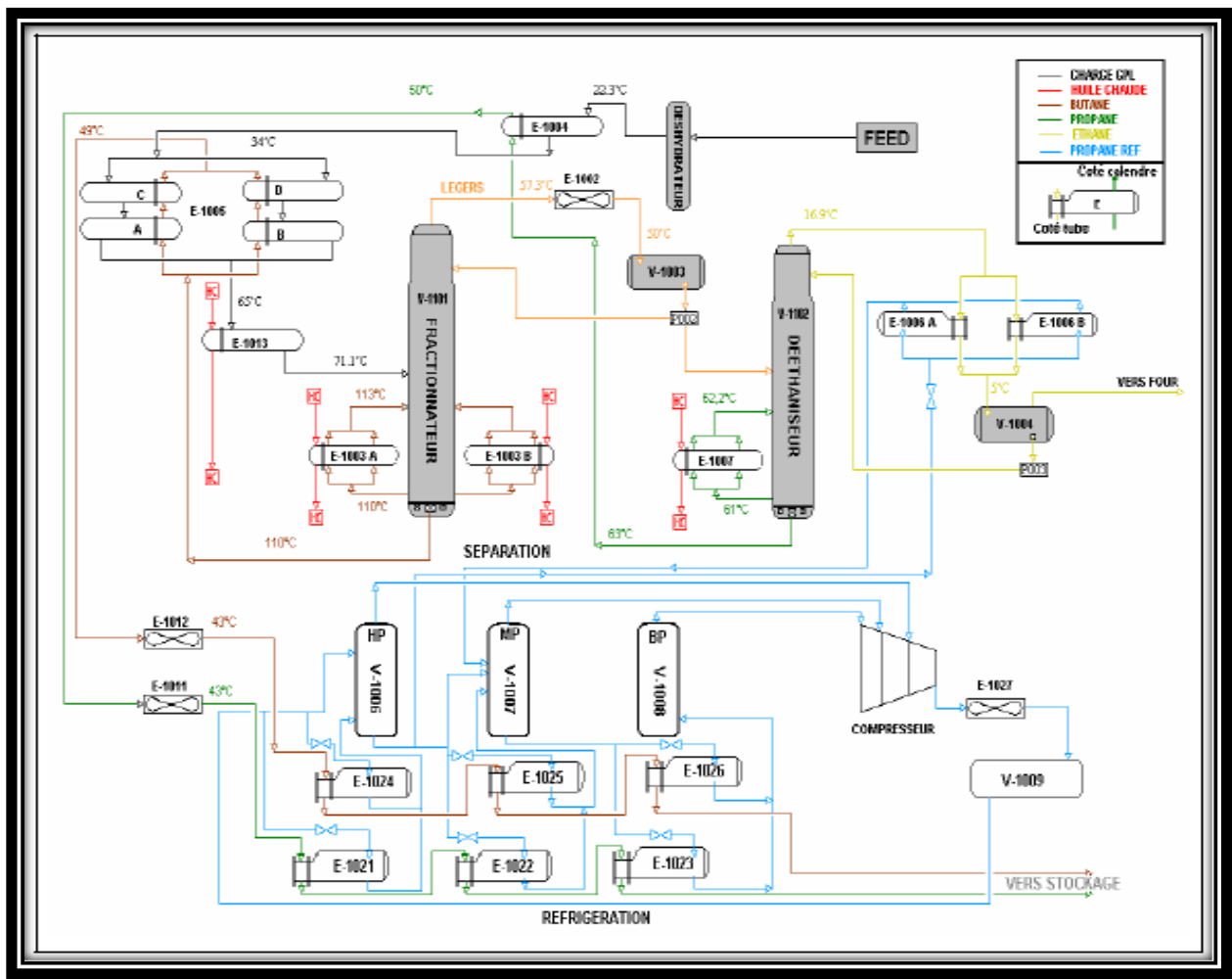


Figure IV.1 : Schéma simplifié du train 100 du procédé. [10]

## IV. 2. Description.

L'alimentation de la section de séparation se fait en GPL brut depuis le réservoir de stockage. La composition du flux de GPL d'entrée est donnée sur le tableau suivant :

**Tableau IV.1: Composition molaire du GPL brut. [11]**

Composants	Composition %
<b>Méthane</b>	0,0025
<b>Ethane</b>	0,0149
<b>Propane</b>	0,6037
<b>i-Butane</b>	0,1329
<b>n-butane</b>	0,2448
<b>i-Pentane</b>	0,0010
<b>n-Pentane</b>	0,0002

A son entrée dans un train, le GPL brut est d'abord déshydraté dans l'unité de déshydratation qui comprend trois colonnes d'absorption à tamis moléculaire en parallèle. La teneur en eau à la sortie de l'unité de déshydratation ne doit pas dépasser 1ppm.

Après la déshydratation, le flux de GPL est d'abord réchauffé dans l'échangeur E-1004 par le propane sortant du fond du déethaniseur V-1102 à une température de 63°C. Il est, ensuite, réchauffé dans la batterie d'échangeurs E-1005 A à D par du butane sortant du fractionnateur V-1101 à une température de 110°C.

Le GPL brut est finalement amené à sa température d'ébullition de 71,1 à 74 °C (avec contrôle de température) dans le préchauffeur E-1013 par de l'huile chaude qui se refroidit à contre courant de 180 à 65,7 °C avec un débit de 135,6 m<sup>3</sup>/h et un flux thermique de 1000 kW.

Le fractionnateur V-1101, équipé 55 plateaux, sépare le GPL brut en produits légers (essentiellement du propane) à 57,3°C, qui sont envoyés vers le déethaniseur après refroidissement dans l'aérocondenseur E-1002, et produits lourds à 110°C (essentiellement du butane) qui sont envoyés vers la batterie d'échangeurs E-1005.

La pression en tête du fractionnateur est maintenue constante par action de la vanne placée dans la ligne des vapeurs de tête vers l'aérocondenseur E-1002. La pression dans le ballon de reflux V-1003 est maintenue par un contrôleur de pression et un by-pass de gaz chauds. La température des condensats sortant de l'aérocondenseur est maintenue constante par le réglage du pas des pâles du ventilateur. Toute surpression dans le ballon de reflux est évitée par la purge des gaz non condensables vers la torche.

Les vapeurs de tête du fractionnateur V-1101 sont complètement condensées et récupérées dans le ballon de reflux V-1003 ; une partie des condensats est reprise par la pompe de reflux P002 et renvoyée vers le fractionnateur V-1101 comme reflux froid sous contrôle de débit. L'autre partie du condensât est envoyée au déethaniseur V-1102. En

alternative, lorsque le déethaniseur est by-pass, une partie des produits légers est recyclée dans le fractionnateur et l'autre partie est envoyée directement vers le préchauffeur E-1004.

Les produits légers sortant de la tête du fractionnateur à une température de 57,3°C contenant du propane à teneur en éthane faible et variable sont déethanisés dans la colonne V-1102 équipée de 25 plateaux pour fournir du propane (au fond de la colonne) à teneur en éthane conforme aux normes de commercialisation NGPA.

Le produit sortant de la tête du déethaniseur V-1102 à une température de 16,9°C est riche en éthane mais contient jusqu'à 12% molaire en propane. Le fonctionnement de la colonne à haute pression et à une température relativement basse permet une telle séparation. Ainsi, la section de réfrigération fournit un propane utilisé comme fluide réfrigérant permettant la condensation du reflux du déethaniseur dans les condenseurs de tête E-1006 A et B jusqu'à 5°C.

Le flux de gaz non condensé riche en éthane est séparé du reflux condensé dans le ballon V-1004, purgé ensuite sous contrôle de la pression et envoyé dans le réseau fuel gaz dans la section du fluide caloporteur (vers le four). Le reflux condensé est repris par la pompe P003 et renvoyé dans le déethaniseur V-1102 sous contrôle de débit. La température de sortie du condenseur est maintenue constante en faisant varier la pression sur le côté fluide réfrigérant des condenseurs grâce à une vanne de détente.

La qualité du produit du fond du déethaniseur est déterminée par le taux de rebouillage dans l'échangeur E-1007 par de l'huile chaude entrant à 180 et sortant à 129,1°C avec un débit de 157 m<sup>3</sup>/h et un flux thermique de 5180 kW. On se sert de la température au plateau 22 comme critère de fonctionnement pour régler le débit du fluide caloporteur vers E-1007, de manière à obtenir la teneur en éthane voulue dans le propane commercial produit dont la composition est donnée par le tableau IV.2 suivant :

**Tableau IV.2: Composition molaire du Propane commercial. [11]**

Composants	Composition
Méthane	0,0000
Ethane	0,0900
Propane	0,8700
i-Butane	0,0000
n-butane	0,0400
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000

Le propane produit est d'abord refroidi dans le préchauffeur E-1004, ensuite dans l'aérocondenseur E-1011 avant de pénétrer dans la section de réfrigération, où il est refroidi à  $-38^{\circ}\text{C}$ .

La séparation entre le propane et le butane dans le fractionnateur V-1101 est obtenue en choisissant le taux de reflux correct de rebouillage dans les échangeurs E-1003 A et B par de l'huile chaude refroidie de  $180$  à  $130^{\circ}\text{C}$  avec un débit de  $888,4\text{ m}^3/\text{h}$  et un flux thermique de  $29300\text{ kW}$ . On se sert de la température du plateau 36 comme critère de fonctionnement pour régler le débit du fluide caloporteur vers les rebouilleurs E-1003 A et B et déterminer, ainsi, la teneur en propane dans le butane commercial produit.

Le liquide produit au fond du fractionnateur est constitué par du n-butane et du i-butane avec des traces de pentanes et de propane. Sa composition est donnée par le tableau IV -3 suivant :

**Tableau IV.3 : Composition molaire du butane commercial. [11]**

Composants	Composition
Méthane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0005
i-Butane	0,0349
n-butane	0,0646
i-Pentane	0,0027
n-Pentane	0,0007

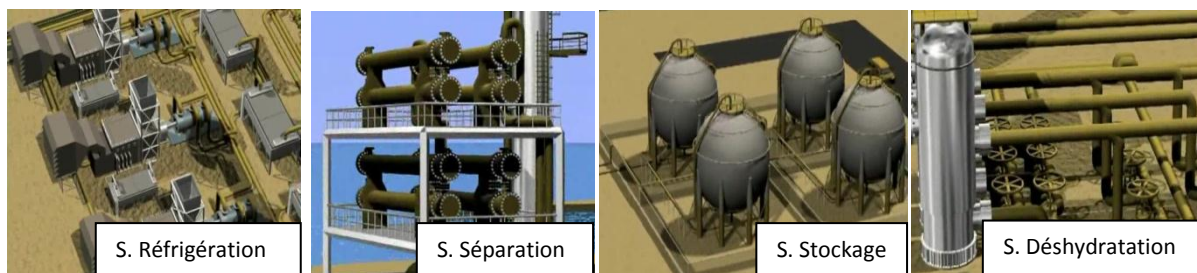
Selon la teneur de la charge en pentane, le butane produit peut nécessiter ou pas une dépentanisation. En marche normale, le dépentaniseur n'est pas nécessaire ; cela explique le choix de deux colonnes pour les neuf trains.

Le fluide sortant du fond du fractionnateur, sous contrôle de débit avec un régulateur, se refroidit de  $110$  à  $49^{\circ}\text{C}$  en cédant une charge thermique de  $4190\text{ kW}$  dans la batterie d'échangeurs E-1005 A à D. Le butane produit est ensuite refroidi à  $43^{\circ}\text{C}$  avec un débit de  $18,50\text{ kg/s}$  et un flux thermique de  $140\text{ kW}$  dans l'aérocondenseur E-1012 avant de parvenir à la section de réfrigération pour le refroidissement final jusqu'à son point de bulle atmosphérique.

Les flux de propane et de butane précédemment séparés entrent dans la section de réfrigération pour être refroidis jusqu'à  $-38^{\circ}\text{C}$  et  $-9,8^{\circ}\text{C}$  respectivement. Le propane traverse les trois refroidisseurs E-1021, E-1022 et E-1023 placés en série avec un débit de  $16,61\text{ kg/s}$  pour céder des charges thermiques de  $1260$ ,  $1540$  et  $1780\text{ kW}_{\text{Therm}}$  et sortir à  $21,3$ ,  $-4,6$  et  $-38^{\circ}\text{C}$  respectivement. Le propane produit à une température de  $-38^{\circ}\text{C}$  est ensuite envoyé vers le réservoir de stockage.

A l'instar du propane, le butane sortant du fond du fractionnateur V-1101 avec une très faible teneur en eau, passe par les trois refroidisseurs E-1024, E-1025 et E-1026 avec un débit de 12,85 kg/s pour céder des charges thermique de 1440, 1590 et 823 kW<sub>Therm</sub> et sortir à 21,3 , -4,6 et -9,8°C respectivement. Le butane produit à une température de -9,8 °C est ensuite envoyé vers le réservoir de stockage.

Le réfrigérant utilisé dans la section de réfrigération est du propane pur ; il subit un cycle frigorifique à trois détente pour être admis dans les trois ballons HP, MP et BP. Le propane réfrigérant est stocké dans le ballon V-1009 qui alimente le ballon V-1006 (à haute pression) et les deux pré-refroidisseurs E-1021 et E-1024. Les vapeurs du réfrigérant produites dans ces deux échangeurs sont récupérées dans le ballon V-1006. Ce dernier alimente les échangeurs E-1022 et E-1025 ainsi que le ballon V-1007 (à moyenne pression) qui récupère les vapeurs des deux échangeurs précédents et alimente les deux refroidisseurs finaux E-1023 et E-1026 en propane réfrigérant. Les vapeurs produites dans ces deux derniers sont récupérées dans le ballon V-1008 (à basse pression). A l'entrée de chaque échangeur, le propane subit une détente isenthalpique dans une vanne Joule-Thomson qui fait baisser sa température selon la pression prescrite.



**Figure IV.2 : Différents Sections d'un train de séparation du GPL en 3D.**

Le propane récupéré dans les ballons V-1006, V-1007 et V-1008 est comprimé dans les trois étages HP, MP et BP du compresseur ; il atteint une pression de 17 bars et une température de 72°C à la sortie du troisième étage. Il est ensuite refroidi dans l'aérocondenseur E-1027 avec un débit de 21,37 kg/s et une charge thermique de 14429 kW pour atteindre enfin la température de 48°C avant d'être stocké dans le ballon V-1009.

Pour obtenir une estimation du gain potentiel d'énergie qui pourrait justifier des modifications possibles dans le procédé afin d'aboutir à une production accrue des installations existantes. Elle consistera à :

a. vérifier l'optimalité des paramètres opératoires du réseau d'échangeurs et du cycle de réfrigération sur la base des modèles d'analyse simplifiés.

b. définir les cibles de consommation d'énergie minimales et les économies potentielles.

**DESCRIPTION DE  
LA SIMULATEUR  
HYSYS**

## DESCRIPTION DE LA SIMULATEUR HYSYS

### V. 1. Introduction.

En général la simulation est un outil utilisé dans les différents domaines de l'ingénierie et de la recherche. Elle permet d'analyser le comportement d'un système avant de l'implanter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle de système permettant la réalisation des scénarios simulant le comportement du système physique analysé. [9]

Un modèle ne constitue pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé.

Les simulateurs de procédés chimiques utilisés classiquement dans l'industrie chimique, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la réalisation de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques ; ils sont aptes à fournir des informations de base pour la conception du procédé simulé. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés afin de les optimiser et d'évaluer les changements à effectuer sur les conditions opératoires.

### V. 2. Logiciels de simulation des procédés.

Il existe un grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques sur le marché. Les simulateurs industriels les plus connus et utilisées mondialement sont :

- **Statiques** : Aspen Plus (Aspen Technologies), Design II (WinSim), HYSYS (Hyprotech), PRO II (Simulation Sciences), Prosim, Chemcad.
- **Dynamiques** : HYSYS, Aspen Dynamics (Aspen Technologies), Design II (WinSim), DymSym (Simulation Sciences Inc).

Le logiciel « HYSYS » a été développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris.

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser et évaluer les unités existantes et s'assurer ainsi que les équipements sont conformes aux spécifications prescrites d'évaluer et d'améliorer les procédés existants. [9]

### V. 3. Intérêt de la simulation.

HYSYS a été conçu afin de permettre le traitement d'une vaste gamme des problèmes allant de la séparation simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique. Ce qui nous simplifie d'autant plus la tâche et réduit les coûts de l'engineering par :

- ✓ Des calculs rapides des différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.
- ✓ Création de modèles qui peuvent être appliqués durant le fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails : Estimation, Formation et Optimisation.

### V. 4. Calcul de la colonne de fractionnement par le simulateur HYSYS.

Lors de l'élaboration de notre travail, nous nous sommes référés à des paramètres de design prescrits par le constructeur ainsi que ceux utilisés actuellement par l'exploitant afin d'arriver à des résultats de simulation plus convaincants par l'étude de plusieurs cas de charge d'alimentation de la section séparation à différents débits.

L'installation est identique pour les neuf trains du complexe.

#### V. 4.1. Méthode suivie.

Le calcul consiste à fixer les données suivantes :

- Données de l'alimentation :
  - Débit de l'alimentation (kg/s).
  - Composition (% molaire).
  - Température (°C).
  - Pression (bar).
- Données de la colonne :
  - Nombre des plateaux réels.
  - Plateaux d'alimentation.
  - Pression de service.
  - Perte de charge (condenseur).
  - Paramètres des deux sections de la colonne.
  - Estimation de la température de tête et de fond.
  - Spécification : température du plateau sensible.



Pour obtenir :

- Différents paramètres (débits, pression, et température), dans chaque section de la colonne : tête, distillat, reflux, fond et résidu.
- La puissance du condenseur de tête.
- La puissance du rebouilleur.
- Le profil de température le long de la colonne.
- Les débits, vapeur et liquide, le long de la colonne.
- Le profil de l'engorgement le long de la colonne.

#### V. 4.2. Choix du modèle de comportement thermodynamique des substances.

Les logiciels de simulation donnent accès à un panel de modèles thermodynamiques et équations d'états pour les unités de traitement de gaz permettant le calcul des coefficients d'équilibre liquide-vapeur, les valeurs d'enthalpie, ainsi que les propriétés thermodynamiques adéquates.

Pour cette étude nous avons utilisé les deux équations d'état les plus utilisées pour les mélange d'hydrocarbures ; Peng Robinson (PR) et Soave Redlich Kwong (SRK), afin de comparer les différents modèles basés sur les équations d'états et choisir le modèle le plus proche.

#### V. 4.3. Equations d'états. [9]

Redlich-Kwong-Soave (SRK) et Peng Robinson (PR) :

- ❖ Variante de l'équation de Van der Waals pour les hydrocarbures légers non-polaires.
- ❖ Les deux modèles sont une amélioration de l'équation d'état de Redlich-Kwong.
- ❖ Amélioration de la prédiction des équilibres liquide-vapeur (VLE).
- ❖ Utilisées pour les hydrocarbures non polaires légers (C1-C2-C3-C4).
- ❖ Utilisées pour les hydrocarbures lourds (C5 et plus).
- ❖ Utilisées pour le CO<sub>2</sub>, CO et H<sub>2</sub>S (jusqu'à 25% molaire) dans les hydrocarbures légers.
- ❖ Utilisées pour le N<sub>2</sub> et H<sub>2</sub> dans les hydrocarbures légers.
- ❖ Pression jusqu'à 5000 psia.
- ❖ Températures du point critique jusqu'aux températures cryogéniques.
- ❖ Dans la région critique, PR est la meilleure.
- ❖ PR :  $T \geq -456^{\circ}\text{F}$  ( $271^{\circ}\text{C}$ ) et  $P \leq 15000$  psia (100 000 kPa).
- ❖ SRK :  $T \geq -225^{\circ}\text{F}$  ( $143^{\circ}\text{C}$ ) et  $P \leq 5\ 000$  psia (35 000 kPa).

#### V. 4.4. Critères de base de l'étude.

➤ Charge d'alimentation :

L'usine est conçue pour traiter douze charges individuelles présentant des caractéristiques différentes. Le dimensionnement de chaque équipement est basé sur le choix des charges les plus difficiles à traiter. Il s'agit des alimentations qui contiennent respectivement un maximum d'éthane et de propane, un maximum de butane et un maximum de propane.

La capacité nominale de production est estimée à 1,2 million de tonnes par année et par train, soit 240 m<sup>3</sup>/h de charge d'alimentation à 100%.

La charge théorique, qui présente la composition moyenne pondérée des douze sources d'alimentation a été utilisée pour définir l'exploitation normale, elle est désignée comme la charge n°13, sur la base de laquelle nous comparons les résultats du simulateur HYSYS. La composition molaire de cette dernière ainsi que la charge actuelle sont représentées dans le tableau V.1 suivant :

**Tableau V.1. Composition molaires des charges d'alimentation.**

Composants	Composition
Méthane	0,00002
Ethane	0,02009
Propane	0,52512
i-Butane	0,16751
n-butane	0,28258
i-Pentane	0,00308
n-Pentane	0,0016

**Remarque :** la teneur en eau dans la charge de GPL brut est de 100 ppm poids.

➤ Qualité des produits finis :

Le propane et le butane comme produits finis doivent correspondre aux normes du marché représenté par la publication internationale NGPA (Natural Gas Processing Association) qui prescrit les fractions maximales de chaque élément dans les produits finaux (propane, butane), ces normes sont représentées dans le tableau ci-dessous :

**Tableau V.2. Normes NGPA. [6]**

Les normes (NGPA)	La teneur (% molaire)
La teneur maximale de l'éthane dans le propane	0,0480
La teneur maximale de butane dans le propane	0,0220
La teneur maximale de propane dans le butane	0,2500
La teneur maximale de propane dans le pentane	0,1000
La teneur maximale de propane dans l'éthane	0,1200
La teneur maximale de pentane dans le butane	0,0175

A noter que SONATRACH exige des normes plus rigoureuses que celles de NGPA telles que :

#### Propane commercial

- Ethane  $\leq$  2,00 % molaire.
- Butane  $\leq$  1,00 % molaire.

#### Butane commercial

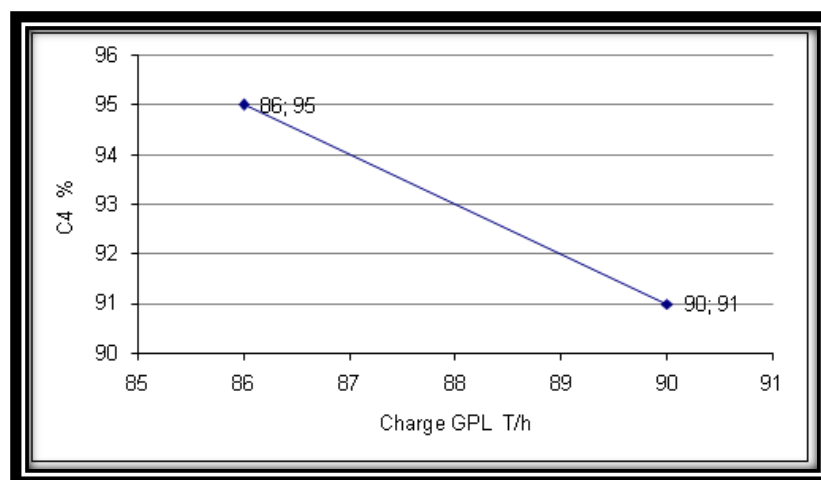
- Propane  $\leq$  1,00 % molaire.
- Pentane  $\leq$  1,75 % molaire.

#### Ethane vers Four

- Propane  $\leq$  12,00 % molaire.

On veut améliorer la qualité sans changer les paramètres (T, P), on garde toujours la quantité de chaleur disponible avec les mêmes paramètres réels de fonctionnement et on détermine le débit optimum de la charge GPL en utilisant les itérations sur HYSYS.

Le graphe ci-dessous nous montre la variation de la qualité du produit fini C4 en fonction du débit de la charge GPL.



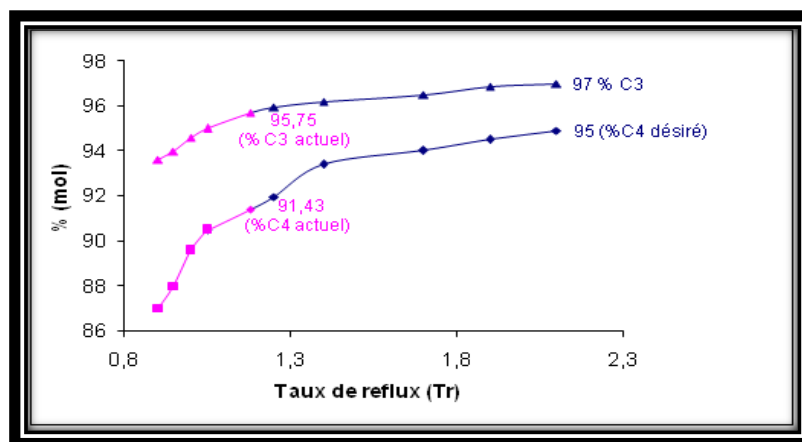
**Figure V.1. Pourcentage C4 en fonction de la charge GPL.**

Nous constatons que l'amélioration de la qualité des produits finis ( $C_3$  et  $C_4$ ) est liée à la réduction de la charge GPL entrante dans la colonne de séparation, cette charge va influencer directement sur le taux de production du propane et du butane

Cette amélioration de la qualité des produits finis peut avoir des conséquences économiques importantes notamment dans la réduction des heures de marche des compresseurs de récupération des vapeurs boil-off du bac dans la section de stockage. Cela signifie une diminution de la consommation d'énergie et des coûts de maintenance.

On essaie d'améliorer la qualité des produits finis sans variation du débit de la charge GPL en fixant le distillat (D) et en variant le reflux (R).

Les résultats obtenus sont montrés dans le graphe ci-dessous :



**Figure V.2. Variation de la qualité des produits finis ( $C_3$  et  $C_4$ ) en fonction du taux de reflux si (D) est fixé et (R) varie de manière croissante.**

L'augmentation de la qualité de  $C_4$  et  $C_3$  est directement proportionnelle avec  $Q_B$  et  $T_R$ .

Donc l'augmentation de  $T_R$  se traduit par une amélioration de la qualité mais avec un besoin de chauffe supplémentaire.

L'optimisation de la qualité des produits finis ( $C_3 = 99\%$  et  $C_4 = 95\%$ ) avec les conditions design des quatre rebouilleurs (splitter et dépropaniseur) et une pression de travail environ 20 bars nous assure une charge totale à traiter d'environ 1.2 MMT/an de GPL ce qui correspond à une quantité de chaleur de 39 MM kcal/h.

➤ **Températures de produits finis :**

- Propane commercial sortie train : - 38°C.
- Butane commercial sortie train : - 09°C.

➤ **Teneur d'eau dans le produit fini propane :**

La teneur en eau à la sortie du déshydrateur de garde dans le produit fini propane est inférieure à 1 ppm poids.

➤ **Effet des variables d'exploitation :**

La séparation du propane et du butane dans le fractionnateur est une opération essentielle pour réaliser les taux de récupération voulus de chaque produit. Cependant, afin de réaliser la plage demandée des qualités des produits, il faut maîtriser un nombre de variables d'exploitation.

## V. 4.5. Variables d'exploitation.

### V. 4.5.1. Température.

- a) Alimentation : le point de consigne de l'alimentation doit être maintenu de 71,1°C à 74 °C, si bien que l'alimentation vers la colonne se fait à proximité de son point de bulle.
- b) Plateau sensible : lors de l'étude de la colonne, il ressort que le 36<sup>ème</sup> plateau est le plateau le plus sensible. Pour assurer le taux de récupération avec toutes les charges possibles, la température de ce plateau devrait être réglée à 96°C. Ce dernier contrôle le taux de rebouillage dans le fractionnateur et en particulier la teneur en propane du produit de fond, ainsi que le taux de reflux.
- c) Sorties de la colonne : la température consigne normale pour la tête de la colonne est de 57,1°C, et celle du fond de colonne est 110,9°C. Ces valeurs peuvent être modifiées légèrement mais ne devront pas être inférieures à 50°C pour la tête et 96,9°C pour le fond.

### V. 4.5.2. Pression.

- a) Pression de la colonne : le fractionnateur est conçu pour fonctionner à une pression fixe de 20,2 bars, avec une différence de pression entre le fond et la tête de la colonne de 0,3 à 0,4 bars ou moins. Des lectures supérieures seraient un signe de surcharge ou même d'engorgement.
- b) Ballon de reflux : la pression dans le ballon de reflux devrait être réglée à 19,5 bars et maintenue constante pour éliminer toute surpression du système de tête qui pourrait se produire. La pression différentielle de tête est maintenue à 0,7 bars afin d'obtenir le fonctionnement stable du condenseur.

**V. 4.5.3. Débit.**

- a) Alimentation : en régime normal de production, l'alimentation du fractionnateur est égale à  $240 \text{ m}^3/\text{h}$  (Taux de charge 100%), et correspond à une production nominale d'un million de tonne par an. Chaque train a aussi une souplesse qui lui permet de dépasser sa capacité nominale, et fonctionner à un minimum de 50% de celle-ci.
- b) Reflux de tête : pendant le fonctionnement normal, le débit de reflux devrait être maintenu constant à  $400 \text{ m}^3/\text{h}$ . afin de garantir le taux de récupération voulu du propane et du butane avec toutes les sources de charge possible.

**CARACTERISTIQUES  
DES EQUIPEMENTS**

## CARACTERISTIQUES DES EQUIPEMENTS

### VI. 1. Introduction.

Les réseaux d'échangeurs de chaleur représentent une partie importante des dépenses d'équipements et de fonctionnement des usines pétrochimiques, en particulier dans les domaines de raffinage et de la liquéfaction du gaz naturel. De par les dépenses d'énergie que leur taille implique et du déséquilibre structurel induit par le surenchérissement des énergies fossiles, le compromis optimum global entre le coût d'investissement les dépenses d'énergie est sujet à une actualisation continue au cours de la vie économique des usines.

La part des dépenses liées à la consommation de l'énergie augmente au détriment de celles liées au capital, même si celles liées à la production des équipements suivent en différé les dépenses énergétiques. Par ailleurs, les énergies fossiles étant non renouvelables et leurs réserves rapidement épuisables à l'échelle humaine, il devient indispensable d'en limiter le taux de consommation en optimisant les nouvelles réalisations industrielles et en modifiant les procédés existants dans le même sens lorsque la durée de vie des équipements le justifie.

En simplifiant les choses, on peut résumer le calcul économique des projets industriels en disant que le coût global est la somme de l'investissement réalisé au démarrage de la vie du projet et des dépenses de fonctionnement encourues durant la vie du projet que l'on conçoit pour 30, 40 voire 50 ans ou plus. Les dépenses liées à la consommation énergétique représentent une partie plus ou moins importante de celles de fonctionnement, selon les coûts du marché, mais une part grandissante, inexorablement.

La problématique des réseaux d'échangeurs est tout d'abord liée au fonctionnement du procédé envisagé ; il importe donc de limiter les apports d'énergie extérieurs au strict minimum nécessaire et de favoriser et maximiser les échanges inter unités de la même usine. Il ne faut donc utiliser d'utilités extérieures chaudes ou froides qu'en quantités minimales strictement requises. Mais ces quantités minimales, d'usage récurrent, dépendent de la taille des échangeurs de chaleur à installer comme dans la section de séparation du GPL et la section de réfrigération du propane (GP1Z); de grandes surfaces d'échange grèvent l'investissement initial mais réduisent les dépenses énergétiques liées aux utilités. [11]

Pour un même flux thermique échangé entre deux fluides, la taille de l'échangeur augmente comme l'inverse son écart moyen logarithmique ; la valeur limite de celui-ci ne doit pas descendre en dessous de 3 à 5 °C, ne serait ce que pour limiter les effets de



l'encrassement des surfaces d'échange après un certain temps d'utilisation. Un échangeur à contre courant est la configuration la plus efficace ; son fonctionnement est caractérisé par les paramètres de l'équation suivante :

$$\dot{q} = A \cdot U \cdot \Delta T_{ml} = C_t \cdot \Delta T_{ml} \quad (\text{VI.1})$$

Avec :  $\dot{q}$  : le flux de chaleur échangé par les deux fluides

A : la surface d'échange

U : le coefficient global d'échange entre les deux fluides

$C_t$  : La conductance thermique de l'échange, égale au produit A.U

$\Delta T_{ml}$  : Écart moyen logarithmique de température, défini par la relation ci-dessous déduite à partir d'hypothèses de chaleurs spécifiques constantes et d'échange perpendiculaire.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\text{Ecart en bout chaud} - \text{Ecart en bout froid}}{\text{Ln}(\text{Ecart en bout chaud} / \text{Ecart en bout froid})} \quad (\text{VI.2})$$

On démontre que l'écart moyen logarithmique  $\Delta T_{ml}$  est borné par l'écart arithmétique par excès et l'écart géométrique par défaut, ces deux écarts étant plus simples à manipuler dans les calculs d'optimisation analytiques.

La définition de la conductance thermique répond à des considérations pratiques car elle est directement mesurable, alors que la surface et le coefficient d'échange ne sont accessibles ni à une mesure directe ni même à une estimation précise.

On peut aussi remarquer que c'est le produit U\*A, qui importe dans l'échange thermique; on peut corriger une insuffisance de U par une surface d'échange plus grande comme dans les échanges liquide/gaz, ou inversement.

## VI. 2. Extraction de données du procédé.

La quantité d'informations disponibles, provenant des mesures prises dans l'usine, des systèmes d'acquisition de données, ou de systèmes de contrôle des procédés est très importante mais une bonne partie de ces données peut n'avoir aucune utilité pour l'analyse requise. Il est donc nécessaire d'identifier et d'extraire uniquement l'information qui permettra de caractériser les sources et les puits de chaleur ainsi que leurs interactions dans le procédé ; les parties du procédé qui nécessitent du chauffage et du refroidissement sont les

plus importantes. L'étape d'extraction de données consiste donc à identifier les courants de matières devant être réchauffés, refroidis ou pour lesquels il y'a un changement de phase, et à en extraire parmi toutes les informations disponibles, seulement les caractéristiques essentielles à l'analyse. Le schéma synoptique des flux de matière et d'énergie du complexe de séparation du GPL est représenté en figure .VI.1 ci-dessous.

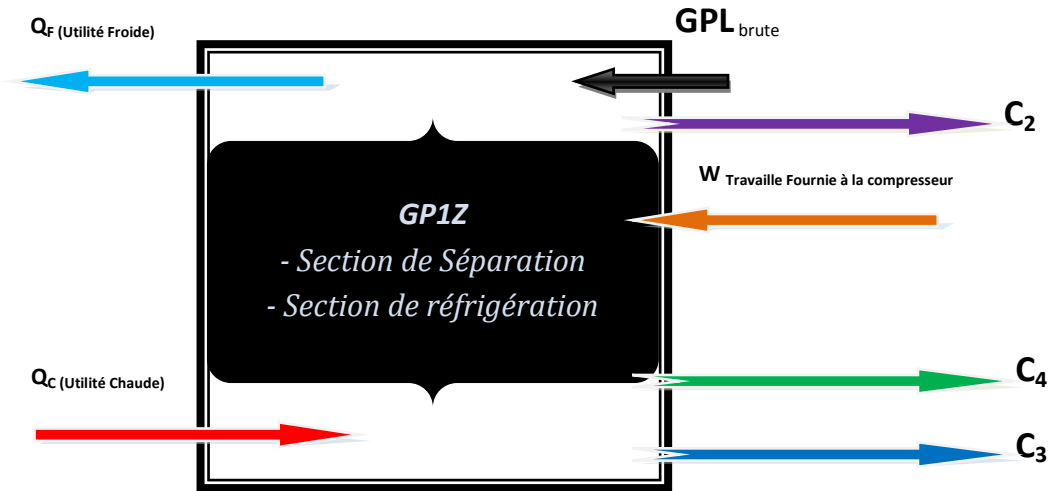


Figure.VI.1: Schéma synoptique des flux de matière et d'énergie.

En général pour liquéfier ces gaz ( $C_3$ ,  $C_4$ ), il faudrait le pré-refroidir, le refroidir et le condenser en utilisant des réfrigérants vaporisables afin d'éliminer toute la chaleur.

### VI. 3. Rôle et spécifications techniques des équipements.

#### VI. 3.1. Inter-échangeur.

Ce type d'échangeurs faisceau calandre est le plus répandu dans les raffineries puisqu'il peut être construit avec de très grandes surfaces d'échange dans un volume relativement petit.

Ces appareils sont constitués par un faisceau de tubes montés sur deux plaques tubulaires, plongé dans une calandre munie à ses extrémités par des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes.

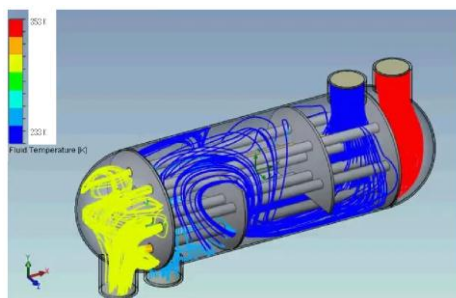


Figure.VI.2: Echangeur type calandre/ tubes Co-courant.

### **VI. 3.2. Rebouilleur.**

Il fournit l'énergie thermique nécessaire à la séparation du liquide de fond (lourds) de la colonne qui contient encore des traces de légers en recyclant une partie du constituant lourd à l'état vapeur. Il est du type faisceau et calandre et son fonctionnement est similaire au rebouilleur à thermosiphon à circulation naturelle.

Les profils de température vs surface d'échange des échangeurs sont donnés dans les figures ci-après : à donner après les tableaux descriptifs des échanges et des flux d'énergie.

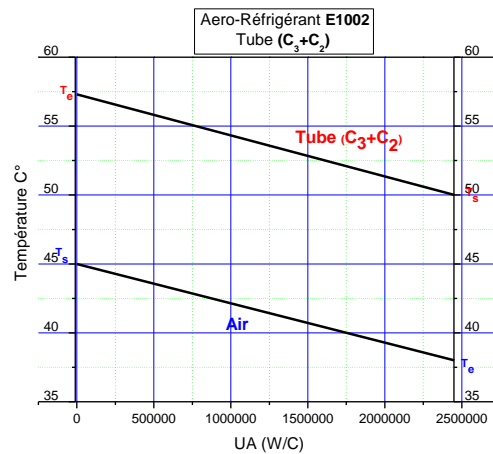
### **VI. 4. Profils de températures et descriptif des échangeurs.**

Les échangeurs sont caractérisés par :

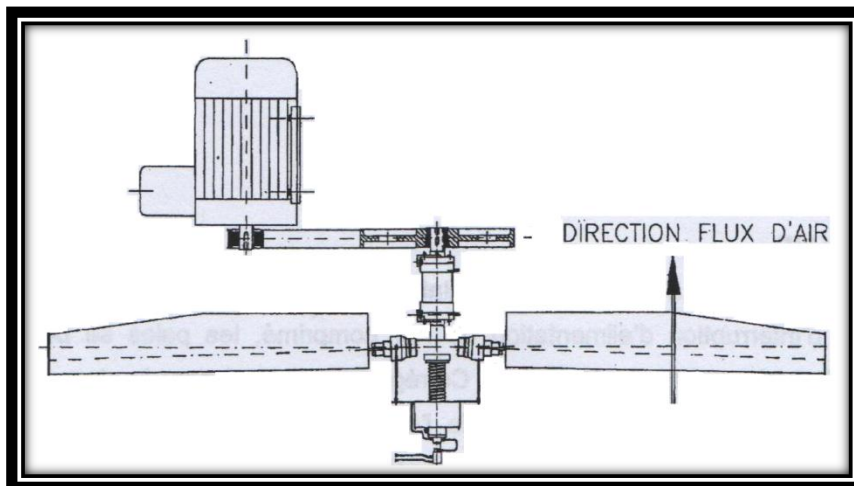
- ❖ Le potentiel thermique local : la différence de température entre les deux fluides ;
- ❖ L'élément de surface d'échange mis en œuvre ;
- ❖ La résistance au transfert de chaleur résultant de diverses résistances en série.

➤ **Aéroréfrigérant de la tête de fractionnateur E-1002 :**

L'aérocondenseur E-1002 assure un refroidissement jusqu'à 50°C des produits légers (essentiellement du propane) à la tête du fractionnateur à 57,3°C, avec un flux thermique de 29700 kW ; à un taux de charge égal à 100% la consommation électrique de service est de 748,0 kW pour l'aérocondenseur E-1002.



**Figure.VI.3: Profils de températures E-1002.**



**Figure.VI.4: Installation à L'envers (Ventilation type BAVR). [3]**

➤ **Rebouilleur du fond de fractionnateur E-1003 A et B :**

Le rebouillage du résidu du fractionnateur est assuré par l'huile chaude refroidie de 180 à 130 °C dans les deux rebouilleurs E-1003 A et B, avec un flux thermique de 29300 kW.

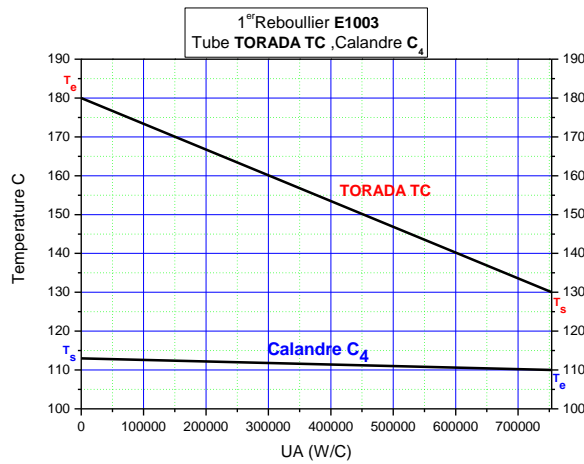


Figure.VI.5: Profils de températures E-1003.

➤ **1<sup>er</sup> Préchauffeur de GPL E-1004 :**

Le flux de GPL brut arrive à 22,8°C et réchauffé jusqu'à 34°C dans l'échangeur E-1004 par le propane sortant du fond du dé-éthaniseur à 63°C, qui est refroidi jusqu'à 50°C avec un flux thermique de 1010 kW.

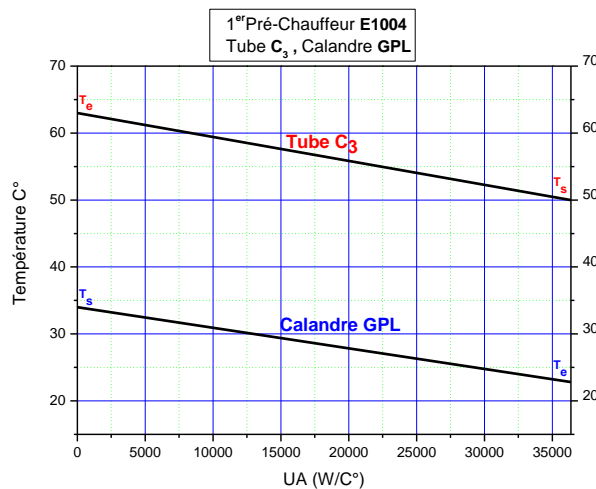


Figure.VI.6: Profils de températures E-1004.

➤ **2<sup>ème</sup> Préchauffeur E-1005 A/B/C/D :**

Le butane sortant du fond du fractionnateur se refroidit de 110 à 49°C dans la batterie d'échangeurs E-1005 A à D, par un flux de GPL brut réchauffé de 34 à 65°C, avec un flux thermique de 4190 kW.

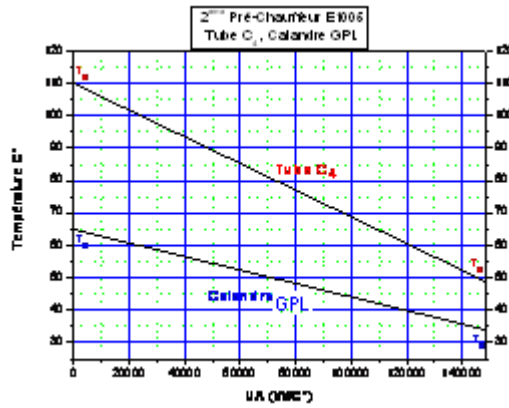


Figure.VI.7: Profils de températures E-1005 A/B/C/D.

➤ **Refroidisseur de la tête de-éthaniseur E-1006 A et B :**

Les condenseurs de tête E-1006 A et B permettent la condensation du reflux du dééthaniseur jusqu'à 5°C par le propane qui est utilisé comme fluide réfrigérant de 5°C, avec un flux thermique de 4180 kW ; ces températures données par le schéma fournisseur résultent en un pincement irréalizable ; la température sortie éthane a été modifiée à 5°C, et celle du propane à -7,8°C pour cohérence thermodynamique ; cette modification des données est sans conséquences sur les bilans réalisés.

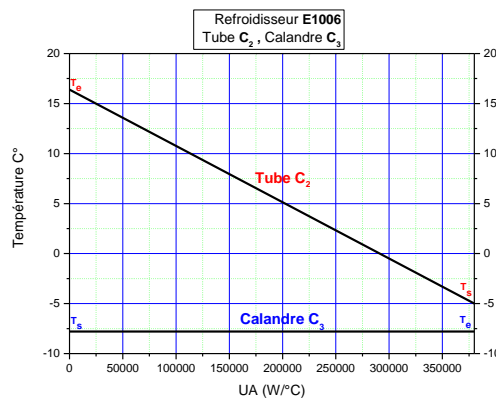
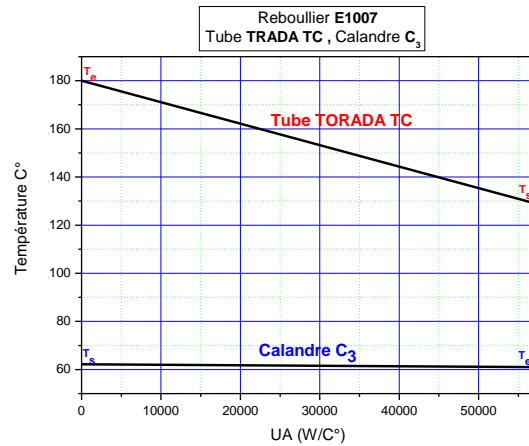


Figure.VI.8: Profils de températures E-1006.

➤ **Rebouilleur du fond de-éthaniseur E-1007 :**

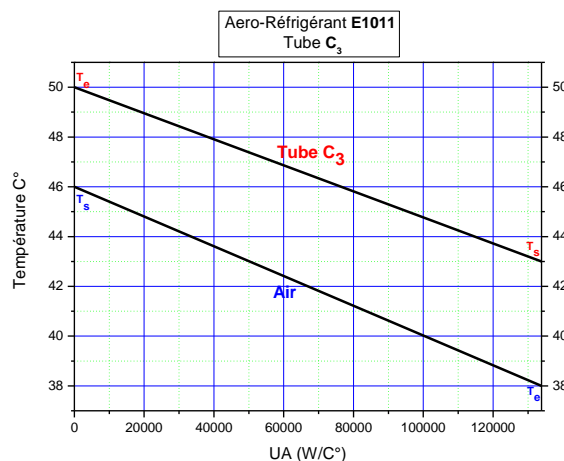
La qualité du produit du fond du dé-éthaniseur est déterminée par le taux de rebouillage dans l'échangeur E-1007 par de l'huile chaude entrant à 180 et sortant à 129,1°C, avec un flux thermique de 5180 kW.



**Figure.VI.9: Profils de températures E-1007.**

➤ **Aéroréfrigérant E-1011 :**

Le propane produit dans la section de séparation est refroidi jusqu'à 43°C dans l'aérocondenseur E-1011 avant de pénétrer dans la section de réfrigération, avec un flux thermique de 590 kW.



**Figure.VI.10: Profils de températures E-1011.**

➤ **Aéroréfrigérant E-1012:**

Le butane produit dans la section de séparation est refroidi jusqu'à 43°C dans l'aérocondenseur E-1012 avant de pénétrer dans la section de réfrigération, avec un flux thermique de 140 kW.

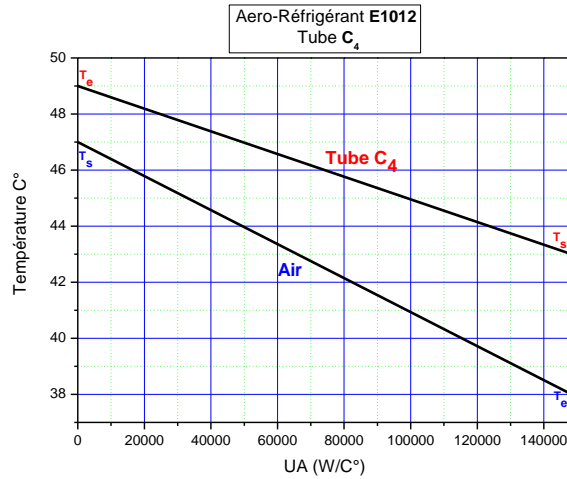


Figure.VI.11: Profils de températures E-1012.

➤ **3<sup>ème</sup> Préchauffeur E-1013 :**

Dans le préchauffeur E-1013 le GPL brut à 65°C est finalement amené à sa température d'ébullition 71,1°C par de l'huile chaude qui se refroidit à contre courant de 180 à 65,7°C, avec un flux thermique de 1000 kW.

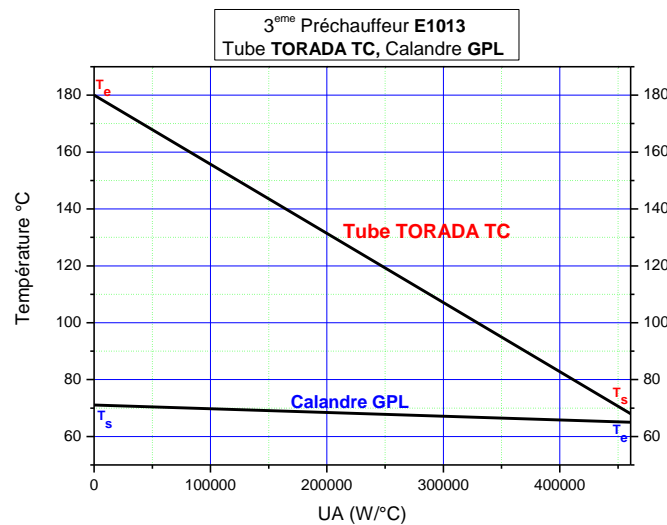


Figure.VI.12: Profils de températures E-1013.



➤ **1<sup>er</sup> Refroidisseur de Propane E-1021 :**

Dans le refroidisseur E-1021 le propane est réfrigéré de 43 à 21°C par le propane réfrigérant à 18°C à contre courant, avec un flux thermique de 1260 kW.

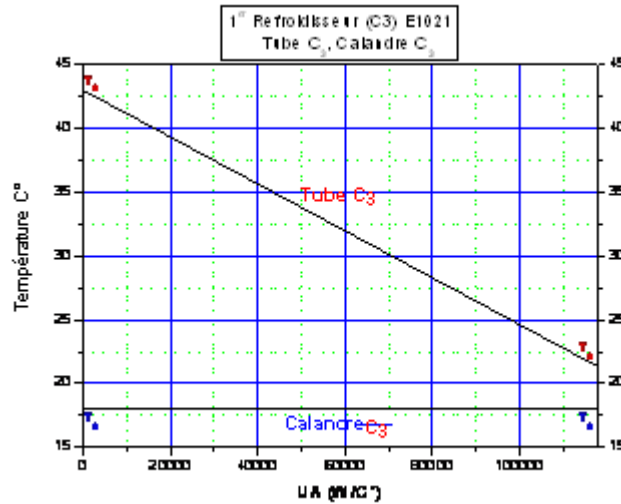


Figure.VI.13: Profils de températures E-1021.

➤ **2<sup>eme</sup> Refroidisseur de Propane E-1022 :**

Dans le refroidisseur E-1022 le propane est réfrigéré de 21 à -4,6 °C par le propane réfrigérant à -7,8°C à contre courant, avec un flux thermique de 1540 kW.

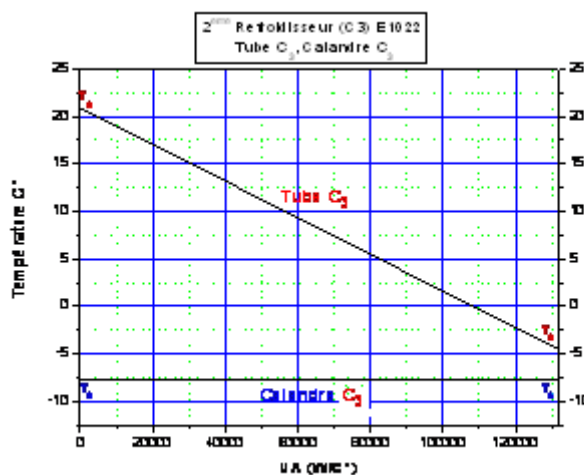


Figure.VI.14: Profils de températures E-1022.

➤ **3<sup>ème</sup> Refroidisseur de Propane E-1023 :**

Dans le refroidisseur E-1023 le propane est réfrigéré de -4,6 à -38°C par le propane réfrigérant à -40,8°C à contre courant, avec un flux thermique de 1780 kW.

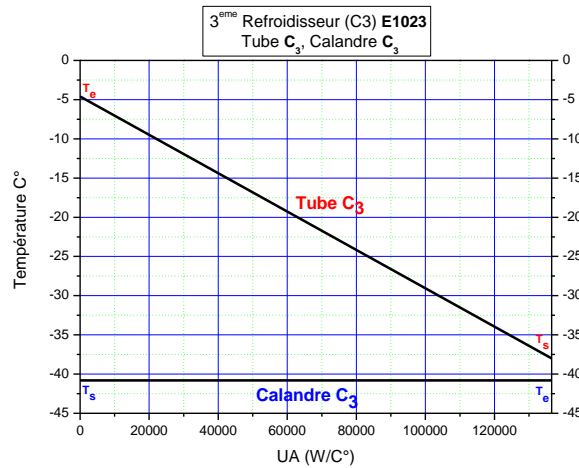


Figure.VI.15: Profils de températures E-1023.

➤ **1<sup>er</sup> Refroidisseur de Butane E-1024 :**

Dans le refroidisseur E-1024 le butane est réfrigéré de 43 à 21°C par le propane réfrigérant à 18°C à contre courant, avec un flux thermique de 1440 kW.

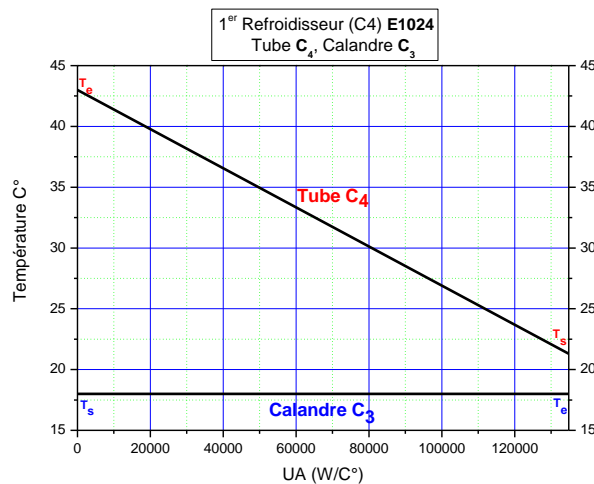


Figure.VI.16: Profils de températures E-1024.

➤ 2<sup>ème</sup> Refroidisseur de Butane E-1025 :

Dans le refroidisseur E-1025 le butane est réfrigéré de 21 à - 4,6 °C par le propane réfrigérant à -7,8°C à contre courant, avec un flux thermique de 1590 kW.

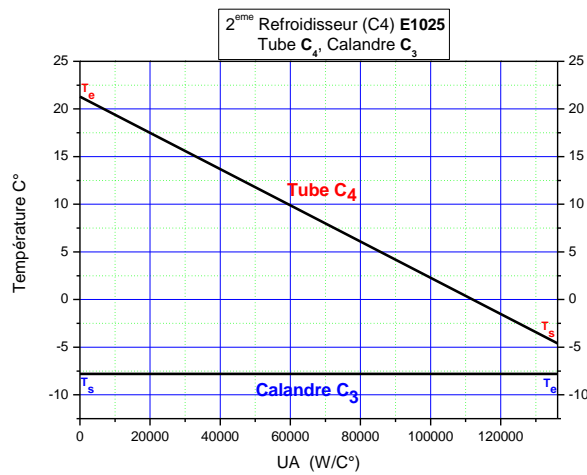


Figure.VI.17: Profils de températures E-1025.

➤ 3<sup>ème</sup> Refroidisseur de Butane E-1026 :

Dans le refroidisseur E-1026 le butane est réfrigéré de -4,6 à -9,8°C par le propane réfrigérant à -12°C à contre courant, avec un flux thermique de 823 kW.

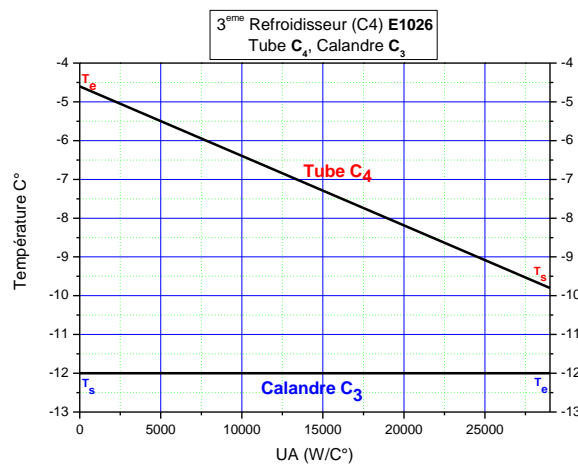
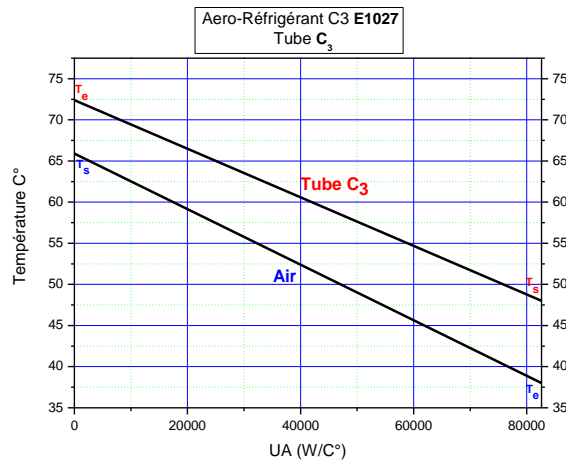


Figure.VI.18: Profils de températures E-1026.

➤ **Aéroréfrigérant Propane E-1027 :**

Le propane récupéré dans les ballons V-1006, V-1007 et V-1008 est comprimé dans les trois étages HP, MP et BP du compresseur. Il est ensuite refroidi dans l'aérocondenseur E-1027 avec un flux thermique de 14429 KW pour atteindre enfin la température de 48°C avant d'être stocké dans le ballon V-1009.



**Figure.VI.19: Profils de températures E-1027.**

Les données relatives au procédé sont données dans les tableaux suivants :

- Quantité traitée par le Complexe = 10,8 MMT/an (09 Trains).
- Taux de disponibilité (les jours de production) 96% = 330 Jours.

**Tableau VI.1: Composants de GPL à l'entrée.**

Composants GPL Entrée	Masse Molaire (g/mol)	Fraction Molaire %	Fraction Massique %
Ethane C <sub>2</sub>	30,07	0,027	0,0162
Propane C <sub>3</sub>	44,097	0,5274	0,4654
Butane C <sub>4</sub>	58,124	0,4456	0,5183

**Tableau VI.2: Synthèse des données thermiques actuel du Réseau d'échangeurs (fournies).**

Echangeurs	Températures				Besoin kW	Paramètres	
	Tube		Calendre			A (m <sup>2</sup> )	U (W/m <sup>2</sup> .°C)
	T <sub>in</sub>	T <sub>out</sub>	t <sub>in</sub>	t <sub>out</sub>			
E-1002 {Aéroréfrigérant}	57,3 (C2+C3)	50 (C2+C3)	25 air	45 air	29700	4095	598,7
E-1003 {Rebouilleur}	180 Hot Oil	130 Hot Oil	110 Butane	113 Butane	29300	1616,4	466,4
E-1004 {1 <sup>er</sup> Préchauffeur GPL}	63 Propane	50 Propane	22,8 GPL	34 GPL	1010	59,2	614,4
E-1005 {2 <sup>ème</sup> Préchauffeur GPL}	110 Butane	49 Butane	34 GPL	65 GPL	4190	289,2	531,2
E-1006 {Refroidisseur}	16,4 Ethane	-5 Ethane	-7,8 Propane	-7,8 Propane	4180	661,4	574,5
E-1007 {Rebouilleur}	180 Hot Oil	129,1 Hot Oil	61 Propane	62,2 Propane	5180	166,2	343,3
E-1011 {Aéroréfrigérant C <sub>3</sub> }	50 Propane	43 Propane	25 air	46 air	590	254	527,1
E-1012 {Aéroréfrigérant C <sub>4</sub> }	49 Butane	43 Butane	25 air	47 air	140	338	438,9
E-1013 {3 <sup>ème</sup> Préchauffeur GPL}	180 Hot Oil	68 Hot Oil	65 GPL	71,1 GPL	1000	121,7	378,7
E-1021 {1 <sup>er</sup> Refroidisseur C <sub>3</sub> }	43 Propane	21,3 Propane	18 Propane	/ Propane	1260	236	499,2
E-1022 {2 <sup>ème</sup> Refroidisseur C <sub>3</sub> }	21 Propane	-4,6 Propane	-7,8 Propane	/ Propane	1540	269	489,8
E-1023 {3 <sup>ème</sup> Refroidisseur C <sub>3</sub> }	-4,6 Propane	-38 Propane	-40,8 Propane	/ Propane	1780	274	498,4
E-1024 {1 <sup>er</sup> Refroidisseur C <sub>4</sub> }	43 Butane	21,3 Butane	18 Propane	/ Propane	1440	247	545,9
E-1025 {2 <sup>ème</sup> Refroidisseur C <sub>4</sub> }	21,3 Butane	-4,6 Butane	-7,8 Propane	/ Propane	1590	249	547,1
E-1026 {3 <sup>ème</sup> Refroidisseur C <sub>4</sub> }	-4,6 Butane	-9,8 Butane	-12 Propane	/ Propane	823	59	491,7
E-1027 {Aéroréfrigérant C <sub>3</sub> }	72,4 Propane	48 Propane	25 air	65,9 air	14429	152,4	542,1

L'usage de ces données nécessite quelques précautions :

- Ne pas inclure les courants provenant des utilités dans les données extraites à moins que ces courants ne soient absolument requis par le procédé.

- Ne pas tenir compte de la configuration actuelle de l'usine ; pour identifier les cibles de consommation minimales d'énergie indépendamment de la configuration de l'usine, il ne faut pas tenir compte des échangeurs de chaleur existants lorsque l'on détermine les caractéristiques des sources et des puits.
- Faire la distinction entre les températures qui doivent être absolument respectées pour satisfaire les besoins du procédé et celles pour lesquelles il y'a une certaine flexibilité.

**MODELISATION ET  
SIMULATION DU  
PROCEDE**

## MODELISATION ET SIMULATION DU PROCEDE

### VII. 1. Introduction.

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé.

Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé. Il existe plusieurs types de modèles d'un système physique : allant du modèle de représentation qui ne s'appuie que sur des relations mathématiques traduisant les grandes caractéristiques de son fonctionnement jusqu'au modèle de connaissances complexes issu de l'écriture des lois physiques régissant les phénomènes mis en jeu. Le choix du type de modèle dépend principalement des objectifs poursuivis.

### VII. 2. Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs.

Les simulateurs de procédés utilisés classiquement dans l'industrie, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance ; ils sont principalement axés sur la résolution des bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, ... et sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareils, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existant et l'évaluation de changement effectués sur les conditions opératoires. Avant même de parler de modèles d'opération de transformation de la matière il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi ces simulateurs disposent tous d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges.

Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- ▶ une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi, modèles thermodynamiques.



- un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (pfd pour process flow diagram).
- des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles. Avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent à partir des données des corps purs présents dans le procédé et du schéma de procédé, développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions chimiques, les propriétés des substances et des mélanges, qui puisse aussi communiquer avec d'autres applications comme excel, visual basic et matlab,....

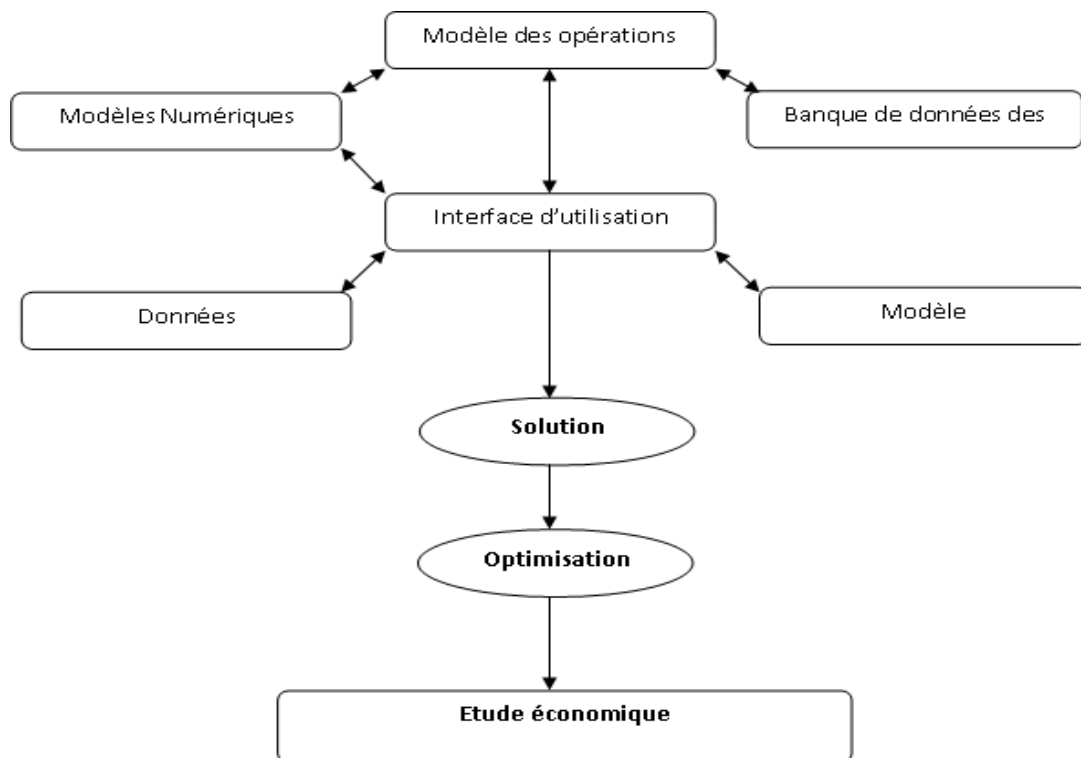


Figure.VII.1: Structure générale d'un simulateur.

### VII. 3. Modes de fonctionnement des simulateurs.

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur : statique (ou stationnaire) et dynamique. Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent (à l'équilibre), tandis que les simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles. Les simulateurs industriels les plus connus mondialement

sont :

- statiques : ASPEN PLUS (*Aspen technologies*) design2 de (*winsim*), HYSYS (*Hyprotech*), PRO/ (*Simulation Sciences*), PROSIM.
- Dynamiques : HYSYS (*Hyprotech*), ASPEN DYNAMICS (*Aspen Technologies*), Design ff de (*WinSim*), DYMSYM (*simulation Sciences Inc.*).

Selon Winter (Winter, 1992) les simulateurs dynamiques sont en passe de se substituer aux simulateurs en régime permanent. Par exemple, HYSYS (*Hyprotech*) peut passer de la simulation d'un régime permanent à celle d'un régime transitoire (dynamique) par un seul « click » sur un bouton. Néanmoins, tout procédé ne peut être simulé à l'aide de ces simulateurs industriels. En effet, dans le cas de la mise au point de nouveau procédé, il est généralement nécessaire de disposer de son propre simulateur. Le concept est le même : sur la base des propriétés thermodynamiques des corps purs impliqués dans l'opération et des modèles thermodynamiques, il y a résolution des équations de bilan de matière et d'énergie et des relations d'équilibre constituant le modèle.

#### **VII. 4. Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS.3.2.**

Ces informations sont fournies par HYSYS. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle. C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements (« Event driven ») : c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible de même que toute nouvelle information, est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. Deuxièmement, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS.

- « Flowsheet » : c'est un ensemble d'objets « Flowsheet Eléments » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout ou une partie des procédés simulés et qui utilisent la même base de données thermodynamique « Fluid Package ». Ce simulateur possède une Architecture Multi- Flowsheet : il n'y a pas de limite par rapport au nombre de Flowsheets. On peut préalablement construire des Flowsheets pour les utiliser dans une autre simulation, ou organiser la description de procédés complexes en le scindant en sous-Flowsheets qui sont des modèles plus concis (ceci permet de hiérarchiser un processus très complexe). Il possède un certain nombre d'entités particulières :

un « Process Flow Diagram » (PFD).

‣ « Fluid Package » : il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.

‣ « Process Flow Diagram » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentés par des symboles dans le « Flowsheet » ; ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés

‣ « Workbook » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données

‣ « Desktop »: c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.

‣ « Property view » : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant)

‣ « Simulation Case » (fichier de simulation) : c'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowsheets » et « Flowsheet Eléments » qui constituent le modèle.

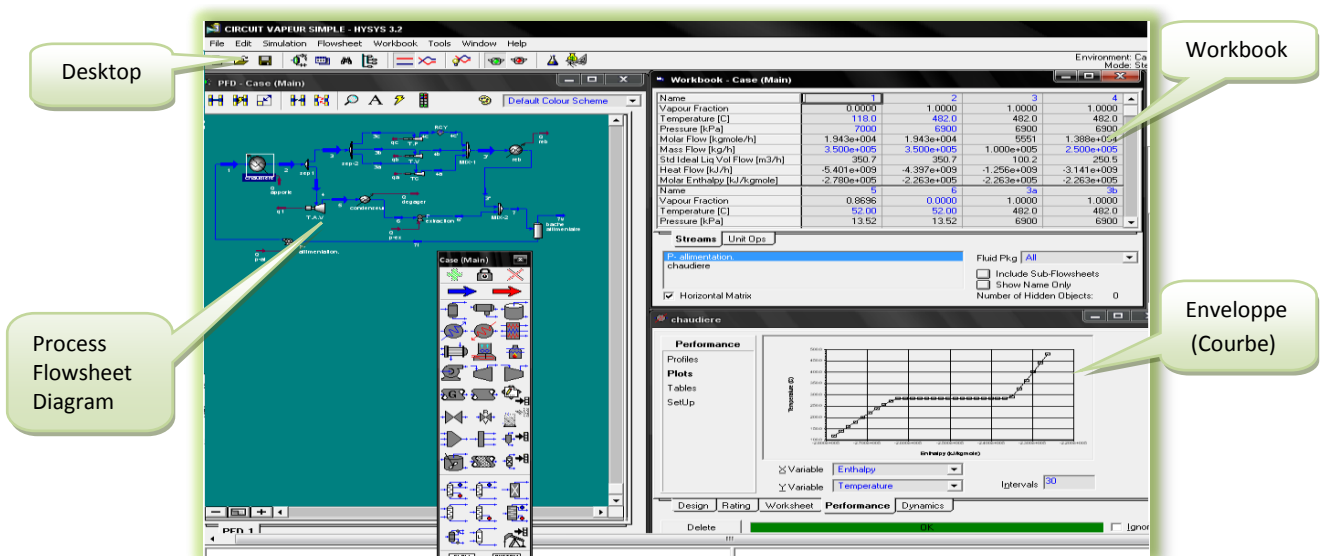


Figure.VII.2: Interface HYSYS montrant quelque vocabulaire qui sont utilisée pendant les étapes de construction d'un modèle.

## VII. 5. Le modèle thermodynamique.

Les modèles thermodynamiques sont souvent utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques et volumétriques et l'état des composées et des mélanges. Parmi les modèles thermodynamiques existants, on cite :

- ✓ Modèles basés sur les équations d'états ;
- ✓ Modèles d'activité ;
- ✓ Modèles hétérogènes.

Le modèle thermodynamique se base sur une seule équation d'état pour représenter le comportement de la phase liquide vapeur en même temps.

$$f_i^V = f_i^L \quad (\text{VII.1})$$

Avec :

$$f_i^V = \Phi_i^V y_i P \quad (\text{VII.2})$$

$$f_i^L = \Phi_i^L x_i P \quad (\text{VII.3})$$

Parmi Les équations on cite : l'équation de Peng Robinson, l'équation de Redlich Kwong, et celle de Lee Kesler Plocker.

L'équation d'état généralement utilisée dans le cas des hydrocarbures est Peng Robinson qui s'écrira :

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2+2bv-b^2} \quad (\text{VII.4})$$

On y reconnaît un terme de répulsion qui prend en compte le volume propre des molécules à l'aide du paramètre **b**, ou covolume, d'un terme d'attraction, ou pression interne, qui dépend du paramètre **a**.

Le calcul de la fugacité se fait à partir de la relation suivante :

$$\ln \Phi_i = \ln(Z - B) + (Z - 1) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} (A_i - B_i) \ln \left( \frac{A + (\sqrt{2} + 1)B}{A - (\sqrt{2} + 1)B} \right) \quad (\text{VII.5})$$

Avec :

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad ; \quad B = \frac{bP}{RT}$$

Et

$$a = \sum_i^n \sum_j^n (a_i a_j)^{0.5} (1 - K_{ij}) \quad ; \quad b = \sum_i^n x_i b_i$$

Les termes  $A_i, B_i$  sont données par :

$$A_i = \frac{1}{a} (2a_i^{0.5} \sum_j^n (x_j a_j)^{0.5} (1 - K_{ij})) \quad \text{et} \quad B_i = \frac{b_i}{b}$$

Ou :

$$a_i = 0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \alpha$$

$$b_i = 0.077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$$

$$\alpha_i = \{1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})\}^2$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226w_i - 0.26992w_i^2$$

Modèles d'activité :

Ces modèles sont surtout recommandés pour les solutions non idéales comportant des constituants polaires.

$$f_i^V = f_i^L$$

Avec :

$$f_i^V = \Phi_i^V y_i P$$

Et

$$f_i^L = \gamma_i x_i f_i^{0L}$$

$$f_i^{0L} = P_i^0 \Phi_i^0 \exp \left( \frac{1}{RT} \int_{P_i^0}^P V_i^L dP \right) \quad \text{(VII.6)}$$

Dans ce type de modèles, l'utilisateur choisi un modèle d'activité pour la phase liquide et une équation d'état pour la phase vapeur.

Parmi ces modèles on cite : UNIQUAC et NRTL, etc.

Le modèle UNIQUAC est fondé sur le concept de composition locale. Toutefois, il exprime le bilan énergétique de l'opération de mélange en tenant compte de taille et de la forme des molécules.

Par intermédiaire, dans l'expression du coefficient d'activité, d'un terme dit « combinatoire », ou interviennent les paramètres de volume et de surface moléculaire.

De même, dans le calcul des interactions moléculaires, on tient compte de la surface des molécules, et des fractions surfaciques pour définir un terme dit « résiduel ». On aboutit aux relations :

$$\ln\gamma_i^L = \ln\gamma_{i,\text{combinatoire}}^L + \ln\gamma_{i,\text{résiduel}}^L$$

$$\ln\gamma_{i,\text{combinatoire}}^L = \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} + l_i - \frac{\Phi_i}{x_i} \sum_{j=1}^n x_j l_j \tag{VII.7}$$

Avec :  $l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1)$  et  $z = 10$

$$\ln\gamma_{i,\text{résiduel}}^L = q_i \left\{ 1 - \ln \left( \sum_{j=1}^n \theta_j \tau_{i,j} \right) - \sum_{j=1}^n \frac{\theta_j \tau_{i,j}}{\sum_{k=1}^n \theta_k \tau_{k,j}} \right\} \tag{VII.8}$$

Ou les paramètres  $r_i$ ,  $q_i$  représentent respectivement, les volumes et les surfaces moléculaires des constituants. Les termes  $\Phi_i$  et  $\theta_i$  sont les fractions volumiques et surfaciques :

$$\Phi_i = \frac{r_i x_i}{\sum_{j=1}^n r_j x_j} \tag{VII.9}$$

$$\theta_i = \frac{q_i x_i}{\sum_{j=1}^n q_j x_j} \tag{VII.10}$$

Les paramètres binaires dépendent de la température :  $\tau_{j,i} = \exp \left\{ - \frac{u_{j,i} - u_{i,i}}{RT} \right\}$  (VII.11)

L'utilisateur peut choisir, selon le mélange et les conditions de température et de pression, entre une équation d'état « Peng Robinson, SRK, Lee Kesler-Plocker ... », un modèle d'activité (NRTL, UNIQUAC, Wilson .....), un modèle de ChaoSeader ou un modèle de pression de vapeur.

Pour les applications de raffinage de pétrole, de traitement de gaz et de pétrochimie, l'équation d'état de PENG ROBINSON (PR) est généralement le modèle recommandé. Les améliorations apportées par Hyprotech à cette équation d'état lui permettent d'être très fiable pour une variété de systèmes sur un large domaine des conditions. Elle résout rigoureusement tous les systèmes composés d'une seule phase, biphasique ou un système à trois phases avec un haut degré d'efficacité et de précision, et est applicable sur une grande gamme de conditions, comme le montre le tableau suivant :

**Tableau VII.1: Méthodes HYSYS. [9]**

Méthode	T (°C)	T (°F)	P (KPa)	P (psia)
<b>PR</b>	> - 271	> - 456	< 100000	<15000
<b>SRK</b>	> -143	> -225	< 35000	< 5000

✓ Le modèle d'activité est recommandé dans le cas des systèmes fortement non idéaux comme les systèmes polaires ou les systèmes chimiques.

✓ Les méthodes de Chao Seader (CS) et de GraysonStreed (GS) sont très limitées. Elles sont recommandées pour les systèmes composés principalement de l'eau liquide ou vapeur parce qu'elles comportent des corrélations spéciales pour cet objectif. CS est peut être utilisée pour les mélanges contenant une fraction d'hydrocarbures légers, tandis que la méthode de GS est recommandée à utiliser pour les systèmes contenant une forte concentration en H<sub>2</sub>.

✓ Les méthodes de pression de vapeur (Antoine, Braun K10 et Esso Tabular) sont pour l'utilisation dans les systèmes d'hydrocarbures lourds à faibles pression. Il n'est pas recommandé de les utiliser dans le calcul d'équilibre liq/Vap des systèmes contenant des hydrocarbures légers sous une pression importante.

Les propriétés thermodynamiques telles que l'enthalpie, la chaleur latente de vaporisation, la chaleur spécifique des liquides ....etc, sont importante dans la conception des procédés chimiques.

➤ Méthode de Riedel :

$$\Delta H_{vp} = 1.093 \times R \times T_c [T_{br} \left( \frac{\{\ln P_c - 1.013\}}{\{0.93 - T_{br}\}} \right)] \quad (VII.12)$$

➤ Corrélation de Watson :

$$\frac{\Delta H_{v,b2}}{\Delta H_{v,b1}} = \left( \frac{1 - T_{b,r2}}{1 - T_{b,r1}} \right)^{0.38} \quad (VII.13)$$

Et pour calculer la température d'ébullition à une pression donnée (différent à 1 atm) on utilise la méthode de **Lee et Kesler :**

➤ Méthode de Lee et kesler :

$$\ln P_{vap,r} = f^{(0)}(T_r) + w f^{(1)}(T_r) \quad (VII.14)$$

Ou :

$$P_c * P_{vap,r} = P_{vap}$$

$$f^0 = 5.92714 - \left( \frac{6.09648}{T_r} \right) - 1.28862 \ln T_r + 0.169347(T_r)^6 \quad (VII.15)$$

$$f^1 = 15.2518 - \left( \frac{15.6875}{T_r} \right) - 13.472 \ln T_r + 0.43577(T_r)^6 \quad (VII.16)$$

## VII. 6. Equipements de transfert de chaleur.

### VII. 6.1. Échangeur Tube / Calandre (Heat Exchanger). [9]

L'échangeur T/C exécute le calcul des bilans d'énergie et de matière pour les deux cotés. L'échangeur de chaleur est très flexible et peut être résolu pour la détermination :

- Températures.
- Flux d'énergie.
- Flux de matière.
- UA.

➤ **Paramètre :**

L'utilisateur peut spécifier les informations suivantes

- Delta P / Tube Side : chute de pression coté tube.
- Delta P / Shell Side : chute de pression coté calandre.
- UA : le produit de coefficient de transfert global \* la surface d'échange.
- Heat Exchanger Model : l'utilisateur choisit entre quatre modèles de calcul : (Exchanger design « Weighted », Exchanger Design« End Point », Steady State Rating et Dynamic rating).

➤ **Spécifications :**

Dans la page spécification, on trouve trois groups qui organisent les différentes spécifications et les informations du calculateur. Les informations fournies dans cette page ne sont disponibles que pour les trois premiers modèles de « Heat Exchanger Model » :

- ❖ Le groupe «Solver» comporte les informations suivantes :
  - ✓ Tolérance.
  - ✓ CurrentError : lorsque l'erreur est inférieure à la tolérance, on dit que l'échangeur a convergé.
  - ✓ Itérations : Nombre d'itérations pris avant que l'échangeur a convergé.
- ❖ Le groupe «Unknown Variables » contient la liste de toutes les variables inconnues qui seront déterminées à la fin du calcul.
- ❖ Le groupe «Specifications» comporte :
  - ✓ Heat balance : spécifié à 0 kJ/h et considéré comme contrainte.
  - ✓ « UA » est aussi inclus dans la liste par défaut, mais l'utilisateur peut désactiver cette spécification au moment où il veut.
  - ✓ Les différents types de spécification disponibles sont :



- Température: température de n'importe quel flux attaché à l'échangeur.
- Delta T: Différence de température entre l'entrée et la sortie en n'importe lequel des deux flux.
- Minimum Approach: différence minimale entre le flux chaud et le flux froid.
- UA: Ce produit du coefficient de transfert global et de la surface d'échange.
- LMTD: log Mean Temperature Difference.
- Duty: qui peut être (Ovrall, Error, Heatloss ou Heatleak), la valeur de «HeatError» doit être spécifiée à zéro et le bilan d'énergie sera satisfait. «Heatloss» et «HeatLeak» ne seront disponibles que si «Heatloss/Leak» sont mis à «Extremes» ou «Proportional» dans la page «Parametres».
- Duty Ratio: est spécifié entre n'importe laquelle deux énergies «Duty» (Ovrall, Error, Heatloss et Heatleak).
- Flow: le débit de n'importe quel flux attaché à l'échangeur peut être spécifié par l'utilisateur.
- Flow Ratio: rapport entre les deux débits d'alimentation.

**VALIDATION DE  
LA SIMULATION  
HYSYS**

VALIDATION DE LA SIMULATION HYSYS

VIII. 1. Introduction.

Pour ce cas d'étude nous avons pris les données réelles de fonctionnement d'un train à 100%; nous avons simulé ce cas avec les mêmes conditions opératoires. A noter que pour des raisons technico-économiques, quelques paramètres ont subit des modifications par rapport au design, tel que le débit du reflux et les températures.

VIII. 2. Calcul d'un train avec un taux de charge de 100%.

VIII. 2.1. Calcul de la colonne avec un taux de charge de 100%.

Le tableau ci-dessous représente les paramètres opératoires de fonctionnement de la colonne de fractionnement fixés par le designer pour la charge N°13 et les paramètres de fonctionnement actuels.

Tableau VIII.1: Données opératoires design et actuelles.

Paramètres	Design	Actuel
Débit Alimentation (kg/s)	35,74	35,00
Débit de Reflux (kg/s)	68,33	53,30
Température d'Alimentation (C°)	74,5	71
Pression au Sommet	21,2	20,2
Pression dans le Rebouilleur	21,6	20,6
Température du plateau (36 <sup>ème</sup> ) sensible (C°)	96	96
Température de Reflux (C°)	50	50
Q Condenseur (kW)	29700	21070,2
Q Rebouilleur (kW)	29300	22521,0

VIII. 2.2. Vérification du cas design

Le tableau ci-dessous représente les paramètres de sorties de la colonne de fractionnement calculés par le constructeur et ceux obtenus par HYSYS; pour ce dernier nous avons utilisé deux modèles thermodynamique PR et SRK.

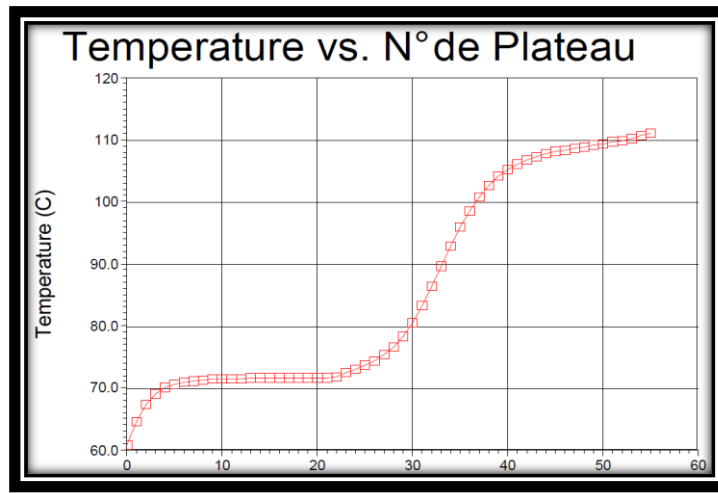
Tableau VIII.2: Paramètres de sortie dans le cas design et la simulation.

PARAMETRES TAUX DE CHARGE 100%	Design	Simulation par PR	Simulation par SRK
Débit Distillat (kg/s)	82,75	82,35	82,30
Débit Résidu (kg/s)	21,31	21	21,29
Température de tête (C°)	57,1	65,7	65,9
Température de fond (C°)	110,9	113,1	113,4
Q Condenseur (kW)	29700	21971,25	21987,00
Q Rebouilleur (kW)	29300	23258,30	23270,60

D'après les résultats obtenus, on constate que les deux modèles thermodynamiques se rapprochent du cas design. On a donc choisi, pour le reste de ce travail, le modèle PR souvent utilisé pour les mélanges d'hydrocarbures.

Le simulateur nous permet de représenter le profil des différents paramètres le long de la colonne, à savoir :

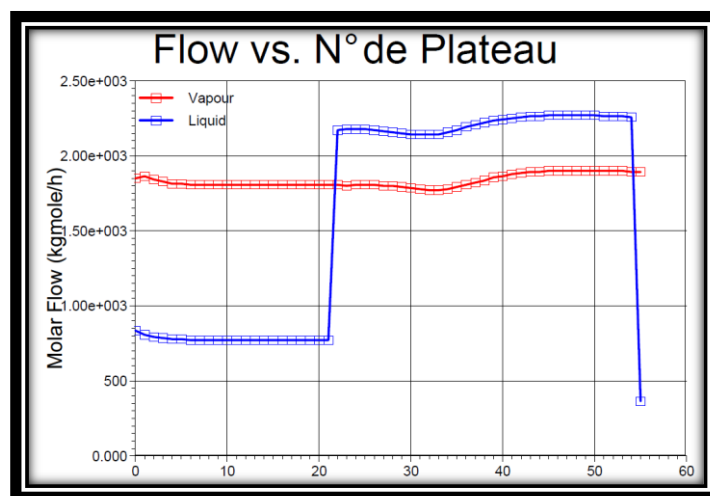
➤ LA TEMPERATURE :



**Figure. VIII.1: Profil de température en fonction des nombres des plateaux le long de dé-propaniseur au cas design avec un taux de charge 100%.**

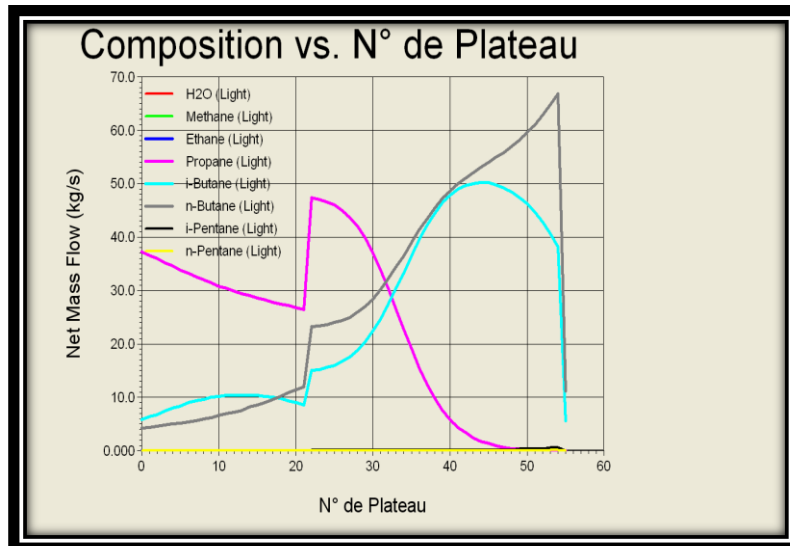
Nous remarquons que la variation de la température est régulière le long de la colonne, ce qui signifie le bon fonctionnement et la stabilité de cette dernière.

➤ LE DEBIT :



**Figure. VIII.2: Profil des débits en fonction des nombres des plateaux le long de dé-propaniseur au cas design avec un taux de charge 100%.**

Nous remarquons que la variation de la phase de liquide saute brusquement vers des valeurs supérieures à celle de la phase vapeur a partir de plateau N°23, ce qui signifie La richesse de liquide dans la partie supérieur de la colonne, ce qui implique le bon fonctionnement et la stabilité de cette dernière.



**Figure. VIII.3: Profil des compositions en fonction des nombres des plateaux le long de dé-propaniseur au cas design avec un taux de charge 100%.**

D'après la figure on constate que le débit de vapeur dans la section d'enrichissement est supérieur à celui de liquide mais quand on arrive au 23<sup>ème</sup> plateau le débit de liquide augmente d'une façon considérable par rapport au débit de vapeur, dû au fait que l'alimentation est un liquide bouillant.

Les données de sortie de la colonne obtenues par le simulateur sont très proches de celles prescrites par le constructeur, ce qui confirme la validité de la simulation utilisée.

Nous remarquons que les résultats du simulateur se rapprochent du cas réel pour les débits et les températures, mais un peu pour les énergies de condensation et de rebouillage ; cela est dû aux pertes d'énergie au niveau des équipements.

Les pompes installées au niveau de la section peuvent fournir les débits nécessaires pour tous les taux de charge étudiés

Les quantités d'énergie nécessaires pour le rebouillage et la condensation sont assurées par les équipements existants jusqu'à 140%. Mais, pour un taux de charge de 150%, ces énergies dépassent les capacités des équipements parce qu'ils ne peuvent plus assurer des quantités de chaleur suffisantes pour atteindre les températures de services.

On peut donc envisager sans crainte le fonctionnement de la colonne avec un taux de charge de 140% sans avoir de problème d'instabilité d'engorgement ou bien de diminution de

la qualité des produits finis (Propane et Butane). C'est à 150% que les problèmes commencent à apparaître :

- ❖ Les quantités de chaleur nécessaire au rebouillage et condensation dépassent les capacités installées.
- ❖ Une perte de charge très importante dans la section (2) de la colonne.
- ❖ Le taux d'engorgement approche de sa limite.

Les résultats obtenus par le simulateur dans ce cas réel renforcent la validité de cette simulation, voir le tableau VIII.3.

On peut conclure que la simulation peut être utilisée de façon valable pour le reste de ce travail.

Tableau VIII.3: Les paramètres de sorties obtenus pour des différents charge.

PARAMETRES TAUX DE CHARGE 110%			PARAMETRES TAUX DE CHARGE 120%		
Simulation	Interprétation des résultats	Simulation	Interprétation des résultats		
Débit Distillat (kg/s)	71,71	Débit Distillat (kg/s)	74,12		
Débit Résidu (kg/s)	20,86	Débit Résidu (kg/s)	22,03		
Température de tête (C°)	65,84	Température de tête (C°)	65,95		
Température de fond (C°)	113,2	Température de fond (C°)	113,3		
Q Condenseur (kW)	22001,25	Q Condenseur (kW)	22554,5		
Q Rebouilleur (kW)	23398,7	Q Rebouilleur (kW)	24143,2		
» Le profil de température est régulier le long de la colonne. » Les débits de vapeur et de liquide gardent les mêmes comportements dans les deux sections de la colonne. » La colonne fonctionne à 52% et attient les 40% et 45% pour les deux sections respectivement, sans atteindre la limite d'engorgement 80%. » Les compositions du distillat et résidu sont dans les normes.		» Le profil de température ne change pas d'allure le long de la colonne. » Les débits des deux sections gardent le même comportement des cas précédents. » La colonne fonctionne à 58% et attient les 50% dans les deux sections respectivement, loin de la limite d'engorgement 80%. » Les compositions du distillat et résidu sont presque identiques au cas précédent.			
PARAMETRES TAUX DE CHARGE 130%			PARAMETRES TAUX DE CHARGE 140%		
Simulation	Interprétation des résultats	Simulation	Interprétation des résultats		
Débit Distillat (kg/s)	76,63	Débit Distillat (kg/s)	79,22		
Débit Résidu (kg/s)	23,09	Débit Résidu (kg/s)	24,06		
Température de tête (C°)	66,13	Température de tête (C°)	66,33		
Température de fond (C°)	113,4	Température de fond (C°)	113,61		
Q Condenseur (kW)	23345,2	Q Condenseur (kW)	24167,9		
Q Rebouilleur (kW)	24916,5	Q Rebouilleur (kW)	25709,76		
» L'allure de température reste régulière. » Les débits des deux sections gardent le même comportement des cas précédents. » La colonne fonctionne à 62% et attient les 52% dans les deux sections respectivement, loin de la limite d'engorgement 80%. » Les compositions du distillat et résidu sont presque identiques au cas précédent.		»Aucun changement pour le profil de température par rapport au cas précédents. » Les débits vapeurs et liquides ne posent aucun problème dans la colonne. » La colonne fonctionne à 68% Loin de l'engorgement limite 80%. » Les compositions du distillat et résidu sont presque identiques au cas précédent.			
PARAMETRES TAUX DE CHARGE 150%			REMARQUE		
Simulation	Interprétation des résultats				
Débit Distillat (kg/s)	81,86	Dans ce cas (le taux est 150%) on remarque que le simulateur a signalé une anomalie ( Head Loss Under Downcomers Is Too large ) au niveau de la section (2), ce qui signifie que la perte de charge à travers le déversoir est très importante, sous l'effet de l'augmentation de la charge. Autrement dit les plateaux actuels ne supportent plus le débit du liquide descendant qui est important dans cette section.			
Débit Résidu (kg/s)	24,99				
Température de tête (C°)	66,56				
Température de fond (C°)	113,74				
Q Condenseur (kW)	29974,4				
Q Rebouilleur (kW)	29721,0				
» Le profil de température ne change pas d'allure le long de la colonne. » Le débit de vapeur garde le même comportement que les cas précédents. Par contre le débit du liquide passe de 6000 kg mole/h dans la section (1) à 10000 kg mole/h dans la section (2). » La colonne fonctionne à 72% une valeur très proche de l'engorgement limite. » Une diminution de la fraction molaire du propane jusqu'à 96%, ce qui influe sur la qualité du produit final.					

**OPTIMISATION DU  
PROCEDE DE  
SEPARATION DE  
GPL**



## OPTIMISATION DU PROCEDE DE SEPARATION DE GPL

### IX. 1. Introduction.

Les procédés les plus couramment rencontrés dans l'industrie du raffinage, pétrochimique ou autre, font intervenir l'échange de chaleur entre deux fluides. Le système utilisé dans cette situation est un échangeur de chaleur : c'est un appareil destiné à transférer un flux de chaleur d'un fluide à un autre. En général, les deux fluides sont séparés par une paroi (simple ou composée) constituant ainsi une résistance thermique. Dans certains équipements, le transfert thermique se fait par contact direct entre les fluides en présence. C'est le cas des condenseurs, évaporateurs, tours de refroidissement, où l'un des fluides subit un changement de phase. Les échangeurs à faisceaux tubulaires connus aussi sous le nom d'échangeurs à calandre et tubes, sont des appareils thermiques dans les quels circulent deux fluides (généralement liquides) qui échangent de la chaleur (tout en changeant de phase dans certains cas : évaporation ou condensation). Les échangeurs multitubulaires forment la majorité des échangeurs utilisés dans l'industrie chimique. Le code de construction le plus couramment appliqué est le standard (TEMA). L'étude qu'on se propose de réaliser va permettre de vérifier la performance actuelle des échangeurs de chaleur de la section de séparation et celle de réfrigération.

### IX. 2. Optimisation de la section de séparation.

Après la simulation de la section de séparation du GPL à l'aide de HYSYS la lecture du nouveau procédé de fonctionnement du train sera illustrée dans la figure IX.1 :

Le GPL déshydraté entre dans le fractionnateur à une température  $71,1^{\circ}\text{C}$  et un débit de  $35,71\text{ kg/s}$  après un passage par deux préchauffeurs. Premièrement il récupère la chaleur du propane sortent du fond de dé-éthaniseur de  $50^{\circ}\text{C}$  à  $30^{\circ}\text{C}$  et un débit de  $16,61\text{ kg/s}$  dans le préchauffeur N°1 E-1004, puis il passe à travers le préchauffeur N°2 E-1005 où il doit récupérer la chaleur de produit Butane de  $113,4^{\circ}\text{C}$  à  $41,25^{\circ}\text{C}$  et un débit de  $18,50\text{ kg/s}$  au fond du fractionnateur ; le GPL est amené à son point de bulle dans E-1005 sans besoin de passer à travers le préchauffeur N°3 E-1013, après le GPL entre directement dans le fractionnateur.

Les produits de tête du fractionnateur sont condensés à travers les aéroréfrigérants E-1002, et récupérés au niveau du ballon de reflux, puis aspirés et refoulés par la pompe de reflux avec un débit de  $60,5\text{ kg/s}$ , divisés ensuite en deux parties : une retourne à la colonne et représente son reflux pour refroidir les produits de tête, l'autre partie est envoyée vers le dé-

éthaniseur si elle contient une teneur élevée en éthane ; si non, elle va être refroidie de 50 à 30°C au niveau de l'aéro-refroidisseur E-1011 puis envoyée vers la section réfrigération.

Les produits de tête du dé-éthaniseur sont condensés partiellement à l'aide d'un condenseur (E1006A/B) à l'aide de propane réfrigérant à -7,8°C et la partie non condensée est envoyée vers la section fuel gaz.

Le propane et le butane soutirés au fond du dé-éthaniseur, fractionnateur passent en premier lieu dans le préchauffeur (E-1004), (E-1005) où ils préchauffent la charge puis ils passent à travers le refroidisseur (E-1011), (E-1012) où ils vont refroidir jusqu'à 30°C, 29°C respectivement avant d'être acheminés vers la section de réfrigération.

L'huile caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour les équipements suivants :

- ❖ Le troisième préchauffeur (E-1013) avec un flux de chaleur de 1000 kW
- ❖ Les rebouilleurs de la section séparation : E-1003A/B, E-1007 avec un flux de chaleur de 29300 kW, 5180 kW respectivement.

L'analyse comparative fait ressortir les points suivants :

1. Les capacités des échangeurs de la section de séparation à la charge de 140 % des trains de procédé sont dans la plage opératoire du design.
2. D'après la comparaison des résultats obtenus au cas actuel avec ceux du design, il apparaît que les surfaces d'échanges calculées par le simulateur avec le taux de 140 % sont proches de celles installées. Ces échangeurs sont surdimensionnés et peuvent donc assurer confortablement le service thermique plus élevé si désiré :

**Tableau IX.1 : Calcul des conductances thermiques à 140% de la charge.**

Calcul (U*A)	E-1004	E-1005	E-1011	E-1012
Cas actuel : calculé par le simulateur	37010	158350	134001	148810
Cas design (W/°C)	36372	153626	133883	148348

3. En ce qui concerne les nouvelles consignes appliquées dans le simulateur aux échangeurs E-1004, E-1005, E-1011 et E-1012 bien qu'on note une augmentation de la conductance thermique de ces échangeurs, quand le transfert de chaleur dans les échangeurs E-1004, E-1005, E-1011 et E-1012 reste à atteindre la plage de la température à l'entrée de la section de réfrigération pour obtenir des produits réfrigérés pour stocker le Butane à T= -9°C, et le Propane à T= - 42°C, voir l'annexe –B–.

Avec un taux de charge 100% on a :

**Tableau IX.2 : Comparaison entre les conductances à 100% de la charge avec les nouveaux paramètres.**

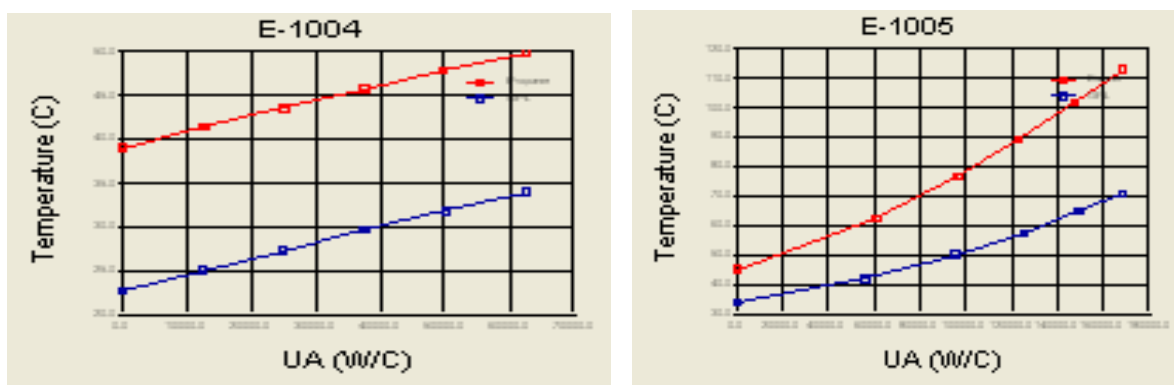
Calcul (U*A)	E-1004	E-1005	E-1011	E-1012
Cas simulation (W/°C)	89446	224710	142284	126648
Cas actuel (W/°C)	37010	158350	134001	148810

4. Le point particulier de cette partie est l'aéroréfrigérant E-1002 concernant le nombre nécessaire des aérocondenseurs mis en service pour assurer la condensation complète des produits de la tête de fractionnateur :

- ✓ Avec 5 aéroréfrigérants on peut atteindre la condensation complète des produits en tête de fractionnateur, mais dans le cas design on à 14 aéroréfrigérants et 09 au cas actuel ; à cet effet on à plusieurs paramètres qui vont intervenir ou commander d'une façon ou d'une autre sur le nombre des aérocondenseurs qui sont mis en service. Les deux raisons principales sont la variation de débit de reflux et l'écart de la température ambiante entre l'hiver et l'été.

5. Une étude a été faite pour la vérification de la partie condensation (batterie aérocondenseur) donnant des résultats positifs et dont le nombre des aérocondenseurs est très suffisant pour pouvoir réaliser :

- ✓ la condensation totale de la capacité refoulée par les trois étages de compresseur propane E-1027.
- ✓ la condensation totale de la capacité des vapeurs de tête de la colonne de fractionnement E-1002.



**Figure IX.1 : Profils de la température des échangeurs E-1004 et E-1005 (HYSYS 3.2).**

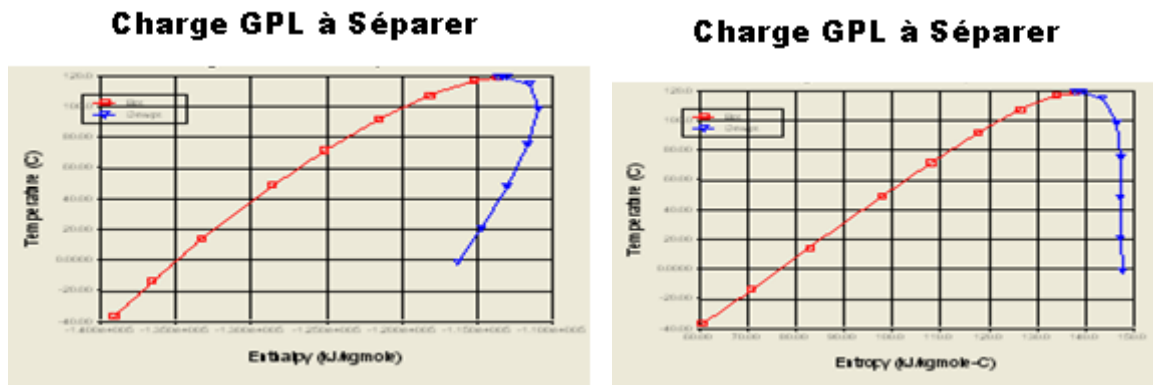


Figure IX.2 : Profils de l'enthalpie et l'entropie de la charge du GPL (HYSYS 3.2).

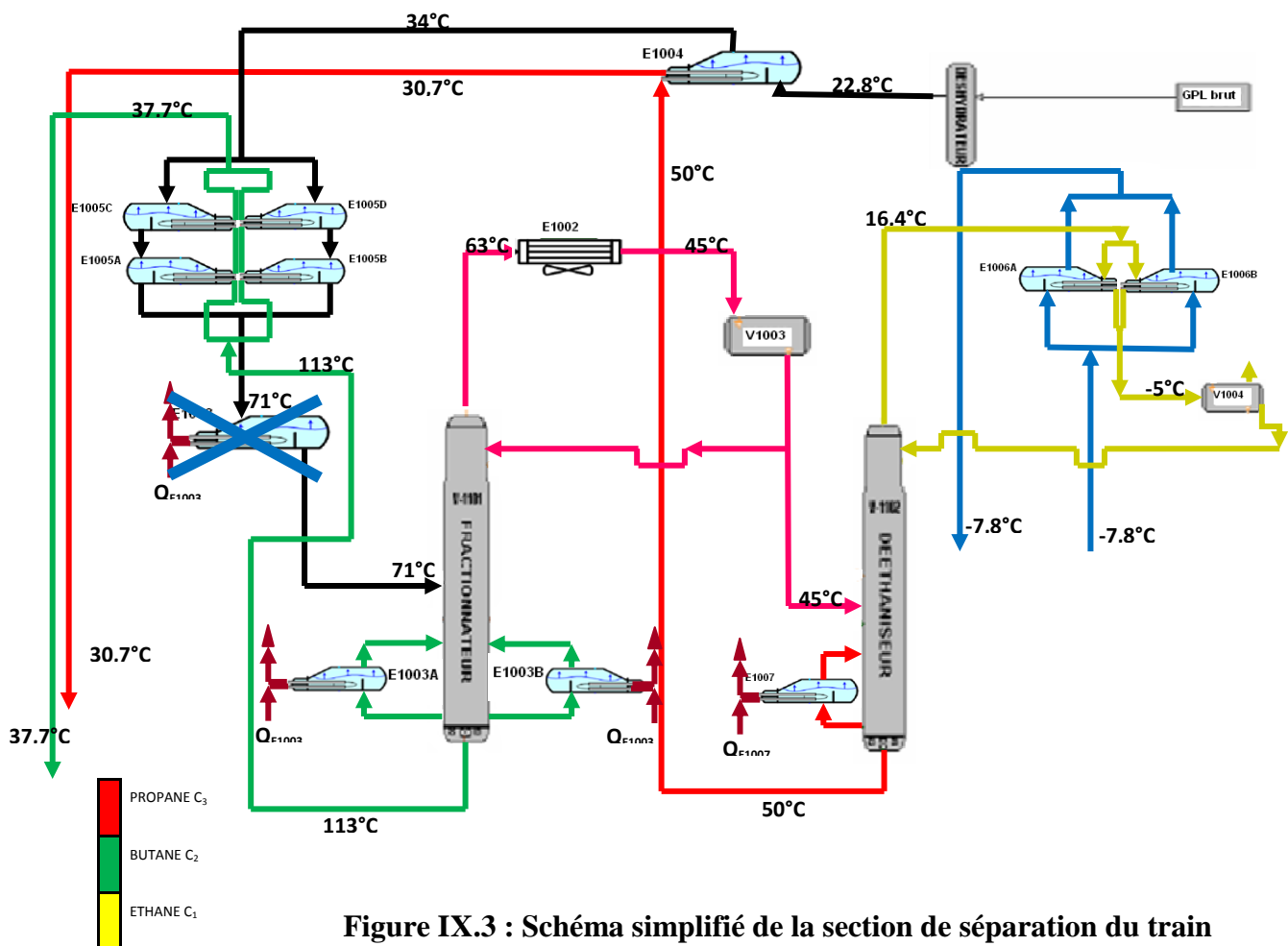


Figure IX.3 : Schéma simplifié de la section de séparation du train 100 du procédé après la simulation.

### IX. 3. La consommation électrique des aérocondenseurs.

Le nombre des aérocondenseurs utilisés pour la condensation des vapeurs de tête de la colonne de fractionnement dépend du débit de reflux et la variation des températures ambiantes.

Nous allons calculer pour chaque taux de traitement le nombre d'aérocondenseurs qu'il faudrait mettre en service en partant de 62,5 % à 140 % de la charge.

✓ calcul de nombre d'aérocondenseurs mis en service :

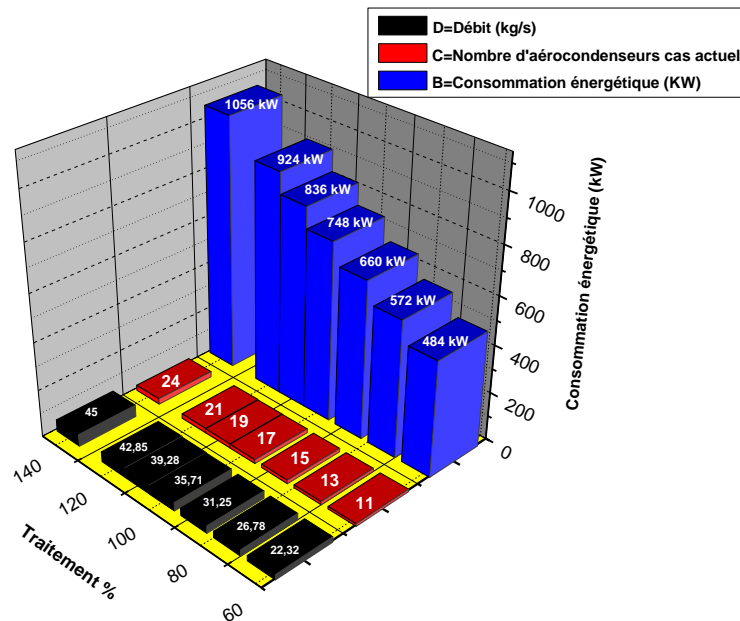
$$n = \frac{\text{la quantité de chaleur globale consommée par les aérocondenseurs}}{\text{La capacité d'échange d'un aérocondenseur}}$$

**Tableau IX.3 : Consommation électrique des aérocondenseurs.**

Traitement %	Les débits (kg/s)	Nombre d'aérocondenseurs cas actuel	Consommation énergétique calculée (kW)
62.5	22,32	11	484
75	26,78	13	572
87.5	31,25	15	660
100	35,71	17	748
110	39,281	19	836
120	42,85	21	924
140	49,99	24	1056

La consommation électrique de chaque aérocondenseur :

$$2 * \sqrt{3} * V * \cos \alpha = 2 * \sqrt{3} * 380 * 42 * 0,8 = 44 \text{ kW} \quad (8.1)$$



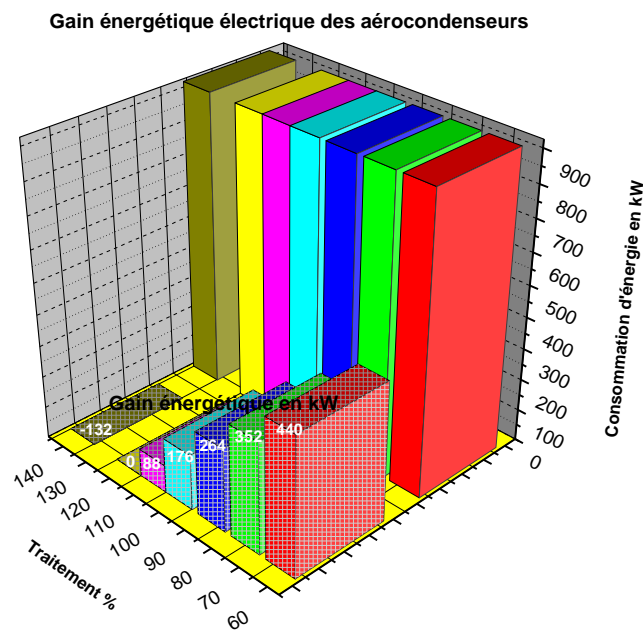
**Figure IX.4 : Consommation électrique actuel des aérocondenseurs.**

La consommation électrique dans chaque cas est calculée sur la base de la consommation électrique individuelle d'un aérocondenseur (44 kW multiplié par le nombre d'aérocondenseurs mis en service).

**Tableau IX.4 : Gain énergétique électrique des aérocondenseurs.**

Traitement %	Consommation d'énergie actuelle en kW (L=400m <sup>3</sup> /h)	Consommation d'énergie calculée en kW	Gain énergétique en kW
62,5	924	484	440
75	924	572	352
87,5	924	660	264
100	924	748	176
110	924	836	88
120	924	924	0
140	924	1056	-132

Gain énergétique = Consommation électrique actuelle – Consommation électrique calculée.

**Figure IX.5 : Gain énergétique électrique des aérocondenseurs.**

Nous remarquons d'après le tableau qu'on a obtenue un gain énergétique lorsque le taux de traitement est inférieur à 120% .Ce gain peut être quantifié en dinars Algériens sachant que le prix unitaire d'un kW est de 1,48 DA. [Sonelgaz]

Les résultats seront alors donnés sur le tableau IX. 5 suivant :

**Tableau IX.5 : Estimation du coût au niveau des aérocondenseurs en dinars.**

Traitement %	Gain énergétique des aérocondenseurs (kW/h)	Estimation du coût par heure (DA)	Estimation du coût par jour (DA)	Estimation du coût en 330 jours (DA)
62,5	440	654	15713	5185382
75	352	523	12571	4148306
87,5	264	392	9428	3111229
100	176	261	6285	2074153
110	88	131	3143	1037076
120	0	0	0	0
140	-132	-196	-4714	-1555615

Pour un taux de traitement variant de 62,5% à 110% nous réalisons un bénéfice allant de 5185 382 DA à 1037 076 DA. Cela veut dire que les exploitants de la colonne de fractionnement doivent absolument adapter le débit de reflux sur le taux de charge utilisé, ce qu'ils ne font pas actuellement puisque le débit de reflux reste constant quel que soit le taux de charge utilisé.

Après la simulation de la colonne de fractionnement, on a constaté des gains énergétiques considérables selon les nouveaux paramètres de fonctionnement de la colonne ; les résultats seront alors donnés sur le tableau IX.6 et dans l'annexe-B- :

Avec : les conditions d'entrée 1) débit de GPL brut =  $240 \text{ m}^3/\text{h} = 35,71 \text{ kg/s}$

2) température  $T_{\text{GPL}} = 71^\circ\text{C}$ , pression  $P_{\text{GPL}} = 21,32 \text{ bars}$ .

On a :

**Tableau IX.6 : Calcul les gains du flux thermique.**

DEPROPANISEUR AVEC UN TAUX DE CHARGE 100%					
PARAMETRES		ACTUEL	SIMULATEUR	GAINS	
		V-1101	V-1101		
D (kg/s)	Distillat	60,1	61,2		
	Reflux	53,3	43		
	Résidu	19	17,45		
T ( $^\circ\text{C}$ )	Distillat	57,3	63,1		
	Reflux	50	50		
	Résidu	113	113,3		
Q (kW)	Q <sub>Cond</sub> E-1002	29700	18264		<b>11436</b>
	Q <sub>Reb</sub> E-1003	29300	19489		<b>9811</b>
UA (W/ $^\circ\text{C}$ )	E-1002	2451676	1677124		<b>774552</b>
Cons.Elec (kW)	E-1002	748	220	<b>528</b>	

Les gains thermiques en  $\text{kW}_{\text{therm}}$  réalisés à la section de la séparation : voir l'annexe –B–

- Le rebouilleur E-1013 =  $1000 \text{ kW}_{\text{therm}}$  (Utilité Chaude).
- Le rebouilleur E-1003 =  $9811 \text{ kW}_{\text{therm}}$  (Utilité Chaude).
- L'aérocondenseur E-1002 =  $11436 \text{ kW}_{\text{therm}}$  (Utilité Chaude).
- L'aérocondenseur E-1011 =  $553 \text{ kW}_{\text{therm}}$  (Utilité Chaude).
- L'aérocondenseur E-1012 =  $-233 \text{ kW}_{\text{therm}}$  (Utilité Chaude).

#### IX. 4. Calcul de débit de gaz naturel utilisé dans les fours.

On utilise le gaz naturel pour alimenter les fours afin de chauffer l'huile caloportrice les caractéristiques du GN vont servir au calcul du débit de gaz économisé.

**Tableau IX.7 : Calcul du débit du GN.**

Traitement %	Gain énergétique en huile chaude (kcal/h)	VGN (Nm <sup>3</sup> /h)	VGN (contra 10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /h)
62,5	10239234,45	1085,35	1167
75	8205741,63	869,8	935,26
87,5	6172248,8	654,25	703,5
100	4114832,54	436,17	469
110	2492822,97	264,24	284
120	0	0	0
140	-23923444,98	-2535,87	-2726,7

**IX. 5. Estimation du gain financier.**

Sachant que le prix unitaire de 10<sup>3</sup> contrat m<sup>3</sup> de GN est de 1413 DA [SONELGAZ], nous pouvons estimer le bénéfice que pourrait faire le complexe GP1/Z dans le cas où il alignerait le débit de reflux de la colonne de fractionnement sur le taux du traitement. [11]

Pour un traitement de 100% en fera un bénéfice annuel de :

$$\begin{aligned} \text{Bénéfice} &= \text{débit de gaz annuel non brûlé} \times \text{prix unitaire de GN} \\ &= 469 \frac{\text{contra m}^3}{\text{h}} \times 24 \times 330 \times 1413 \text{ DA} = 5\,248\,560\,240 \text{ DA} \end{aligned}$$

Un travail de simulation a permis de fixer le débit de reflux qu'il faudrait utiliser pour chaque taux de traitement.

Il faut alors utiliser un débit de reflux de 209,6 m<sup>3</sup>/h pour un traitement de 62,5%, au lieu de 400m<sup>3</sup>/h actuellement utilisé.

**Tableau IX.8 : Calcul des Gains en kW.**

Traitement %	Gains	Valeurs	Economies DA
62,5	E-1002 (kW)	440	5185382
	Four (kW)	11900	13059850320
75	E-1002 (kW)	352	4148306
	Four (kW)	9536,8	10466457249
87,5	E-1002 (kW)	264	3111229
	Four (kW)	7173,5	7872840360
100	E-1002 (kW)	176	2074153
	Four (kW)	4782,3	5248560240
110	E-1002 (kW)	88	1037076
	Four (kW)	2897,2	3178232640

Cet alignement du débit de reflux sur le taux de traitement fera gagner au complexe annuellement 5 250 634 393DA par train de production du complexe avec un taux de charge égal à 100%. Nous pensons que les résultats que nous avons obtenus, pourront être pris en compte par les producteurs de GP1/Z afin de diminuer la facture énergétique due à l'exploitation de la colonne, voir l'annexe -P-.



## IX. 6. Optimisation de la section de réfrigération.

L'augmentation de la capacité de production du complexe Sonatrach/GP1.Z de  $4,8 \times 10^6$  tonnes/an à  $7,2 \times 10^6$  tonnes/an de GPL à  $10,8 \times 10^6$ , par l'addition de trois trains supplémentaires de même capacité, fait partie d'un grand projet de développement de l'ensemble de la chaîne GPL; le complexe sépare la charge GPL en propane et butane pour les refroidir jusqu'à leurs températures respectives de stockage,  $- 42^\circ\text{C}$  pour le propane et  $- 09^\circ\text{C}$  pour le butane. Le refroidissement de ces deux produits se fait à l'aide d'une boucle fermée de propane réfrigérant recyclé par un compresseur centrifuge à trois étages. Dans les quatre trains de la phase I, les compresseurs centrifuges de propane sont entraînés par des turbines à gaz Sulzer Type S-3 d'une puissance de 4 250 kW ; par contre, dans les deux trains supplémentaires de la phase II, les turbines ont été remplacées par des moteurs électriques d'une puissance de 4 750 kW. Les principales énergies consommées dans ces deux types de trains sont l'électricité et le gaz naturel provenant de l'extérieur, ainsi que l'éthane produit dans le complexe.

La principale innovation dans le procédé de ces deux nouveaux trains, à la demande de Sonatrach, réside dans l'utilisation des moteurs électriques de 4750 kW pour entraîner les compresseurs centrifuges de propane de la section de réfrigération à la place des turbines à gaz Sulzer S-3, utilisés dans les quatre premiers trains. La marche de ces turbines durant ces dix dernières années a été caractérisée par plusieurs incidents, notamment :

- Deux explosions au niveau de la gaine chaude de deux turbines survenues respectivement le 29-12-1985 et le 23-03-1992.

- Quatre incidents dus au cisaillement d'ailettes du compresseur d'air axial survenus respectivement les 31-10-88, 21-02-90, 19-06-90 et 10-04-94. Le cisaillement a eu lieu à la base de l'ailette appartenant à la première rangée des ailettes rotoriques qui sont les plus grandes et les plus exposées aux effets néfastes externes véhiculés par l'air.

Les dégâts causés ont été important et les coûts de réparation induits ont été par conséquent considérables.

Ces incidents ont eu par la suite un impact négatif sur la stabilité de la marche des trains de procédé. L'une des raisons principales, ayant motivé le choix des moteurs électriques était d'éviter la même expérience pour les deux nouveaux trains, et ce, pour

permettre un fonctionnement stable des unités de production et assurer une production en toute sécurité bien que l'énergie électrique revient très cher par rapport au gaz naturel.

Caractéristiques techniques de la turbine à gaz :

- Vitesse de la turbine de charge : 10 360 tr /mn.
- Vitesse de la turbine de puissance : 8 960 tr /mn.
- Puissance à l'accouplement: 4 250 kW.
- Rendement : 21,8% ;
- Compresseur axial : 17 étages.
- Turbine de puissance : 3 étages.

Caractéristiques techniques du moteur retenu :

- Type : De marque TOSHIBA, asynchrone.
- Puissance maximale : 4 750 kW.
- Tension : 5 500 V.
- Fréquence : 50 Hz.
- Vitesse: 1 500 tr/min.

L'expérience vécue sur les turbines, n'était pas la seule raison dans le choix des moteurs électriques. Il s'est avéré que ces équipements, fonctionnent toujours d'une manière stable et présentent plusieurs avantages en comparaison avec les turbines, à savoir : simplicité de l'équipement, exploitation facile (moins de paramètres à surveiller) coûts de maintenance très faibles, mise en service rapide, stabilité de fonctionnement.

Il est nécessaire de connaître la répartition de la consommation des deux principales énergies (GN et Electricité) à travers les différents utilisateurs d'un train à turbine et d'un train à moteur. L'électricité alimente principalement tous les moteurs des pompes de reflux du fractionnateur et du dé-ethaniseur, des pompes de circulation d'huile chaude, des aéroréfrigérants et le moteur qui entraîne le compresseur de propane pour les trains 500, 600 et 700, 800, 900 et qui est le gros consommateur. Il y a dans chaque train cinquante deux aéroréfrigérants entraînés par des moteurs 380 V.

Le GN, quant à lui, alimente tous les fours d'huile chaude et les turbines des trains 100, 200, 300 et 400.

❖ pour mieux approfondir l'étude, l'analyse de la consommation énergétique a porté sur le train 100 (à turbine) et le train 900 (à moteur), qui ont fonctionné durant toute la période d'un mois, dans les mêmes conditions : à savoir, le même taux de production, la

même température ambiante et les déethaniseurs en service. La température ambiante est une variable qui influe énormément sur la consommation électrique des aéroréfrigérants. A titre d'exemple, pour un même train fonctionnant au même taux, le nombre d'aéroréfrigérants est largement différent en hiver et en été.

La méthode a porté sur les relevés des consommations de GN pour les fours des deux trains, la turbine du train 100 et l'électricité du moteur du train 900. Les deux énergies ont été reconverties par la suite en équivalent tonnes GPL pour avoir une seule unité de comparaison pour les deux trains.

**Les résultats sont résumés dans le tableau suivant :**

**Tableau IX.9 : Comparaison énergétique des trains 100 et 500.**

TRAIN	GN vers Four (NM <sup>3</sup> )	GN vers Turbine T 100 (NM <sup>3</sup> /mois)	Electricité Vers moteur T 900 (kWh)	Equivalent Tonnes GPL
100	469000	897 582	-	806
900	453 083	-	2 325 902	771

Nous constatons que la quantité de GN consommée dans le four du train 900 est supérieure à celle du four du train 100 de 1636,7 NM<sup>3</sup>/jour. Cette différence s'explique par le fait que les gaz chauds de la turbine du train 100 sont dirigés vers la zone de convection du four pour récupérer leur chaleur. Nous avons montré jusque là, que l'énergie électrique consommée par les moteurs électriques dans les deux trains est la même et que la consommation de GN du four du train 900 est légèrement supérieure à celle du four du train 100.

Il reste maintenant à comparer l'énergie consommée par la turbine du train 100 à celle consommée par le moteur du train 900. Reprenons les valeurs du tableau IX.9

✓ Consommation GN de la turbine train 100.

$Q = 897\,582 \text{ NM}^3$  durant 31 jours ou en moyenne de  $28\,954 \text{ NM}^3/\text{jour}$

✓ Consommation d'électricité du moteur train 900.

$E = 2\,325\,902 \text{ kWh}$  durant 31 jours ou en moyenne de  $75\,029 \text{ kWh}/\text{jour}$

Les conversions des deux énergies en équivalent quantité GPL se font comme suit :

❖ L'équivalente énergie électrique en GPL est calculée par la formule suivante :

$$\text{Equivalent GPL} = \frac{\text{Energie Electrique} \times 860}{0,24 \times \text{PCS (GPL)}}$$

Energie électricité : consommation électrique en kWh, 1 kWh = 860 kcal

0,24 = Rendement des turbogénérateurs de la société qui alimente le complexe en électricité.

PCS = Pouvoir calorifique supérieur en kcal/kg.

PCS GPL = 11 968 kcal/kg.

❖ L'équivalent GN en GPL est calculé par la formule suivante :

$$\text{Equivalent GPL} = \frac{Q (\text{GN}) \times \text{PCS (GN)}}{\text{PCS (GPL)}}$$

Q (GN): Quantité de GN en Nm<sup>3</sup>/jour.

PCS (GN) : Pouvoir calorifique du GN = 10 055 Kcal/Nm<sup>3</sup>.

Résumons tous les résultats dans le tableau suivant :

**Tableau IX.10 : Conversion des énergies en quantité GPL.**

CONSOMMATION	T 100	T 900		
	TURBINE	FOUR	MOTEUR	TOTAL
Equivalent GPL Kg/jour	24 326	1 375	22 464	23 839

Ecart énergétique = 24 326 - 23 839 = 487 kg/Jour GPL

L'étude a montré que pour un fonctionnement des deux trains au même taux et dans les mêmes conditions, la consommation d'énergie du moteur électrique est légèrement inférieure à celle de la turbine à gaz. La différence s'explique par la complexité du contrôle de la turbine et le rendement thermique (dissipation de l'énergie à travers le calorifuge des parties chaudes de la turbine).

Dans notre cas, un fonctionnement continu et stable de nos unités de production passe obligatoirement par la stabilité du fonctionnement du compresseur de propane, entraîné par une turbine à gaz ou par un moteur électrique. L'expérience de ces dix-huit années d'exploitation du complexe a montré que 90% des arrêts de production des trains ont leur siège dans cette section et plus précisément au niveau de ces turbocompresseurs.

Bien que notre étude à montré qu'en matière de consommation d'énergie exprimée en équivalent quantité GPL, le moteur électrique consomme légèrement moins qu'une turbine à gaz, le coût de l'électricité par rapport à celui du gaz naturel reste quand même très élevé et que l'option retenue, qui est le remplacement des turbines à gaz par des moteurs électriques dans les nouveaux trains répond beaucoup plus à un souci de stabilité, de facilité et de sécurité de l'opération et présente les avantages suivants :

- Stabilité de fonctionnement du train.
- Coûts de maintenance très réduits dus à la simplicité de l'équipement et à la facilité de l'opération.
- Rapidité de la mise en service.

La section de réfrigération reçoit le propane à 30°C, le butane 29°C de la section séparation, pour réfrigérer jusqu'aux basses températures correspondantes aux points de saturation liquide au voisinage de la pression atmosphérique et les dirige vers les bacs de stockage à basse température, voir l'annexe –Q–.

Le propane est réfrigéré suivant un cycle par trois détentes successives en trois niveaux.



**Figure IX.6 : Photos au sein de la section de réfrigération.**

Une partie de propane réfrigérée après compression est envoyée au dé-éthaniseur dans la section de séparation comme réfrigérant des condenseurs de tête E-1006. La vapeur de propane est générée dans les ballons d'aspiration, les condenseurs du propane sont comprimés dans des compresseurs centrifuges à trois niveaux entraînés par une turbine à gaz puis condensée dans les condenseurs de type aéroréfrigérants.

En considérant la surcapacité de fonctionnement qui existe au niveau de GP1/Z (taux de marche est de 100%), l'étude faite sur les différents équipements de la section BOG propane a donné les résultats suivants :

- ❖ Les rendements des compresseurs alternatifs (MP, HP, BP) sont conformes à ceux du design.
- ❖ La vérification des niveaux des ballons V-0011 et V-0012 est dans les normes.
- ❖ L'évaporation du propane due à une détérioration du calorifuge des bacs de stockage à basse température.
- ❖ La surface d'échange des économiseurs sont comme suit :
  - ✓ Pour les économiseurs à haute pression (HP) et moyenne pression (MP), la surface d'échange est largement suffisante pour la surcapacité par comparaison des résultats expérimentaux simulation et au design.

- ✓ Pour l'économiseur à basse pression (BP), vue la préoccupation enregistrée sur cet économiseur depuis le démarrage (phénomène de bouchage et limitation de la surface d'échange).

➤ Calcul des débits de vapeur dans chaque étage :

Le débit de vapeur sortie de chaque étage  $Q_{VAPY}$  est égal à la somme des débits vapeurs sorties des deux échangeurs (propane et butane), soit :

- ✓ Pour le train 100 :

$$1) Q_{VAPHP} = [Q_{VAP E1021} + Q_{VAP E1024}].$$

$$2) Q_{VAPMP} = [Q_{VAP E1022} + Q_{VAP E1025}].$$

$$3) Q_{VAPBP} = [Q_{VAP E1023} + Q_{VAP E1026}].$$

$Q_{VAP E1021}$  : Vapeur côté calandre E-1021 en kg/s du à l'évaporation + quantité de la vapeur à l'entrée de l'échangeur coté calandre.

$Q_{VAP E1024}$  : Vapeur côté calandre E-1024 en kg/s du à l'évaporation + quantité de la vapeur à l'entrée de l'échangeur coté calandre.

$Q_{VAP E1022}$  : Vapeur côté calandre E-1022 en kg/s du à l'évaporation + quantité de la vapeur à l'entrée de l'échangeur coté calandre.

$Q_{VAP E1025}$  : Vapeur côté calandre E-1025 en kg/s du à l'évaporation + quantité de la vapeur à l'entrée de l'échangeur coté calandre.

$Q_{VAP E1023}$  : Vapeur côté calandre E-1023 en kg/s du à l'évaporation + quantité de la vapeur à l'entrée de l'échangeur coté calandre.

$Q_{VAP E1026}$  : Vapeur côté calandre E-1026 en kg/s du à l'évaporation + quantité de la vapeur à l'entrée de l'échangeur coté calandre.

➤ Calcul des débits de vapeur du à l'évaporation dans chaque échangeurs :

$$QC_p(t_s - t_e) = Q_{VAP} \times h_{fg} \quad (IX.1)$$

➤ Calcul des débits vapeurs des échangeurs de chaleurs de la section réfrigération pour un traitement de 100 % :

Pour commencer les calculs nous avons tenu compte des données suivantes :

- a) Composition de la charge à l'entrée de la section réfrigération :

**Tableau IX.11 : Composition de la charge propane, butane.**

Produits	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	i-C <sub>4</sub>	n-C <sub>4</sub>	i-C <sub>5</sub>	n-C <sub>5</sub>
Propane %	1,08	98,92	/	/	/	/
Butane %	/	0,04	34,6	65,12	0,2	0,04

b) Données de simulateur des échangeurs de la section réfrigération :

**Tableau IX.12 : Données des paramètres des échangeurs et ballons d'aspirations.**

PARAMETRES	E-1021	E-1022	E-1023	E-1024	E-1025	E-1026	T <sub>stockage</sub>
T <sub>C3</sub> à l'entrée (°C) Actuel	43	21,3	-4,6	/	/	/	-38
T <sub>C4</sub> à l'entrée (°C) Actuel	/	/	/	43	21,3	-4,6	-9,8
Q (kW) Actuel	1260	1540	1780	1440	1590	823	/
Q (kW) Simulation	1247	1533	1790	1415	1578	974	/
U*A (W/°C) Actuel	117811	131756	136561	134837	136228	29010	/
U*A (W/°C) Simulation	117823	131755	136561	134839	136227	29010	/
T <sub>C3</sub> à l'entrée (°C) HYSYS	30	13,4	-10	/	/	/	-38
T <sub>C4</sub> à l'entrée (°C) HYSYS	/	/	/	29	14	-4,6	-10
Q (kW) Simulation	768,7	1540	1780	832,4	1590	823	/
U*A (W/°C) Simulation	117823	131755	136561	134839	136227	29010	/

Pression du ballon BP en bar	Pression du ballon MP en bar	Pression du ballon HP en bar
1,2	3,5	8,7

On calcule la masse volumique de propane et butane produits par la méthode de COSTALD :

$$\rho = \rho_s \left( 1 - CLn \frac{B + P}{B + P_s} \right)$$

Puis on calcule le débit massique du propane et du butane produit à l'entrée de la section réfrigération à partir de la masse volumique :

Le débit massique = le débit volumique \* la masse volumique

On fait un exemple de calcul pour l'étage BP

➤ Calcul du débit du vapeur dans l'étage BP:

Le débit de vapeur dans l'étage

BP = ∑ des débits de vapeurs qui sortent des deux échangeurs E1023 + E1026.

Soit :  $Q_{VAP BP} = [Q_{VAP E1023} + Q_{VAP E1026}]$

a) Calcul de l'enthalpie de vaporisation « h<sub>fg</sub> » :

On détermine la chaleur latente par la méthode **Riedel** et la corrélation de **Watson** :

$$\Delta H_{v,b1} = 1.093 \times R \times T_c [T_{b,r1} \left( \frac{\{\ln P_c - 1.013\}}{\{0.93 - T_{b,r1}\}} \right)]$$

$$\Delta H_{v,b1} = 18673,59165 \text{ KJ/Kmole}$$

✓ Corrélation de Watson :

$$\frac{\Delta H_{v,b2}}{\Delta H_{v,b1}} = \left( \frac{1 - T_{b,r2}}{1 - T_{b,r1}} \right)^{0.38}$$

Pour calculer la température d'ébullition à pression  $P = 1,2 \text{ bar}$

On utilise la méthode de **Lee et Kesler :**

$$\ln P_{vap,r} = f^{(0)}(T_r) + w f^{(1)}(T_r)$$

On trouve :  $\Delta H_{v,b2} = 18570,14209 \text{ kJ/kmol}$

b) Calcul de la chaleur spécifique « Cp » pour le Propane et le Butane :

La chaleur spécifique moyenne  $C_{p,moy} = \frac{\text{la chaleur spécifique à } T_1 + \text{la chaleur spécifique à } T_2}{2}$

❖ Les débits de vapeur des échangeurs E-1023 et E-1026 :

$$QC_p(t_f - t_i) = Q_{VAP} h_{fg}$$

Donc :  $Q_{VAP BP} = [Q_{VAP E1023} + Q_{VAP E1026}]$ .

**Tableau IX.13 : Comparaison des débits de vapeur dans les ballons d'aspiration pour les deux trains 100 et 900.**

PARAMETRES		E-1021	E-1024	E-1022	E-1025	E-1023	E-1026
TRAIN 100	Calcul du débit de vapeur dans l'étage HP en (kg /h)						
	Calcul du débit de vapeur dans l'étage MP en (kg /h)						
	Calcul du débit de vapeur dans l'étage BP en (kg/h)						
	Enthalpie de vaporisation en (kJ/kmole)	18673,59	18673,59	18673,59	17203,99	18673,59	18570,14
	Les débits de vapeur (kg/h)	28081		18251		13828	
PARAMETRES		E-9021	E-9024	E-9022	E-9025	E-9023	E-9026
TRAIN 900	Calcul du débit de vapeur dans l'étage HP en (kg /h)						
	Calcul du débit de vapeur dans l'étage MP en (kg /h)						
	Calcul du débit de vapeur dans l'étage BP en (kg/h)						
	Enthalpie de vaporisation en (kJ/kmole)	18673,59	18673,59	18673,59	17075,9	18673,59	18553,33
	Les débits de vapeur (kg/h)	28081		17313		15760	

Après l'estimation du débit de vapeur de propane et de butane sortant des échangeurs de chaleurs pour chaque étage haute pression HP, moyenne pression MP et basse pression BP et ce pour deux trains de productions : Train 100 phase I et le Train 900 phase II du complexe de production de GPL d'ARZEW.



A partir des équations donnant les propriétés thermodynamiques et physiques des hydrocarbures, nous avons pu montrer à partir de bilans de matière sur les échangeurs de chaleur que pour le train 900, le débit de vapeur dans l'étage basse pression BP est supérieur de l'ordre de 12,5% au débit de vapeur du train 100; par contre il est inférieur dans les autres étages HP,MP.

Ce résultat montre un excès de production de vapeur dans l'étage basse pression dans le train 900 par rapport au train 100. Il rejoint les observations faites sur le terrain dans la période de notre stage.

Lorsqu'on travaille avec une capacité de production de 140% dans le train 900, ces débits de vapeurs sont encore plus importants.

Afin de réduire ces excès de vapeur, on propose de diminuer le point consigne des trois étages (haute pression et moyenne pression et basse pression) pour diminuer la pression côté calandre et par conséquent diminuer la température du propane réfrigérant côté calandre des échangeurs de chaleur du train 900, voir l'annexe –Q–.

Les résultats ont obtenu par la simulation du procédé de fonctionnement du train sont illustrés comme suivantes :



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\SECTION D  
Unit Set: SI13  
Date/Time: Wed Apr 02 18:45:09 2008

## Heat Exchanger: E-1021

### CONNECTIONS

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	3 Réfrigérer Inlet E-1021	Name	Réfrigérer outlet E-1021	Name	Réfrigérant Inlet E-1021	Name	réfrigérant Outlet E-1021
From Op.		To Op.	Heat Exch E-1022	From Op.	Tee TEE-100	To Op.	Separator HP-1006
Temp	43.00 C *	Temp	21.00 C *	Temp	18.00 C	Temp	18.00 C *

### SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
E-100 Heat Balance	0.0000 kW	-2.501e-012 kW	2.501e-012	On	Off
E-100 UA	1.178e+005 W/C *	1.178e+005 W/C	-1.230e-002	On	On
E-1021 ExchSpec	1260 kW *	1247 kW	12.90	Off	Off
E-1021 ExchSpec - 2	10.70 C *	10.58 C	0.1155	Off	Off

### Detailed Specifications

#### E-100 Heat Balance

Type: Duty Pass: Error Spec Value: 0.0000 kW

#### E-100 UA

Type: UA Pass: Overall Spec Value: 1.178e+005 W/C \*

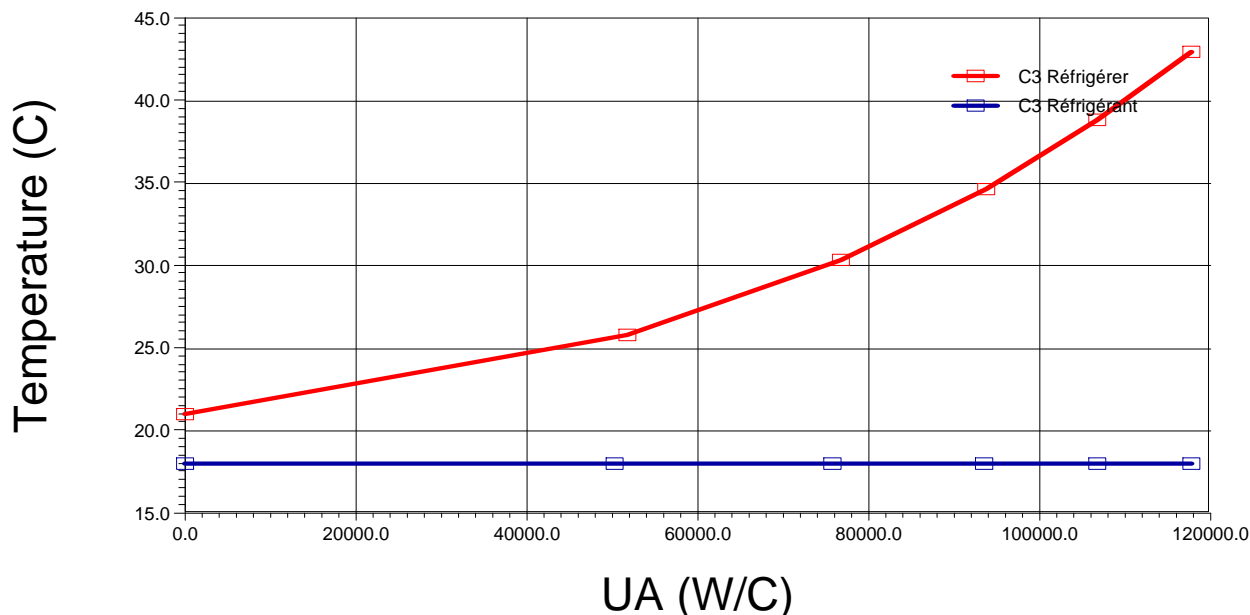
#### E-1021 ExchSpec

Type: Duty Pass: Overall Spec Value: 1260 kW \*

#### E-1021 ExchSpec - 2

Type: LMTD Pass: Overall Spec Value: 10.70 C \*

## E-1021



## Heat Exchanger: E-1022

### CONNECTIONS

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	Réfrigérer outlet E-1021	Name	Réfrigérer outlet E-1022	Name	Réfrigérant Inlet E-1022	Name	réfrigérant Outlet E-1022
From Op.	E-1021 Exchanger	To Op.	Heat Exch E-1023	From Op.	Tee TEE-101	To Op.	Separator MP-1007



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\SECTION D  
Unit Set: SI13  
Date/Time: Wed Apr 02 18:45:09 2008

### Heat Exchanger: E-1022 (continued)

Temp 21.00 C \* Temp -4.60 C \* Temp -7.80 C Temp -7.00 C \*

#### SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
E-100 Heat Balance	0.0000 kW	2.274e-013 kW	-2.274e-013	On	Off
E-100 UA	1.318e+005 W/C *	1.318e+005 W/C	1.171e-004	On	On
E-1022 ExchSpec	1540 kW *	-5482 kW	7022	Off	Off
E-1022 ExchSpec - 2	11.70 C *	11.63 C	6.821e-002	Off	Off

#### Detailed Specifications

##### E-100 Heat Balance

Type: Duty Pass: Error Spec Value: 0.0000 kW

##### E-100 UA

Type: UA Pass: Overall Spec Value: 1.318e+005 W/C \*

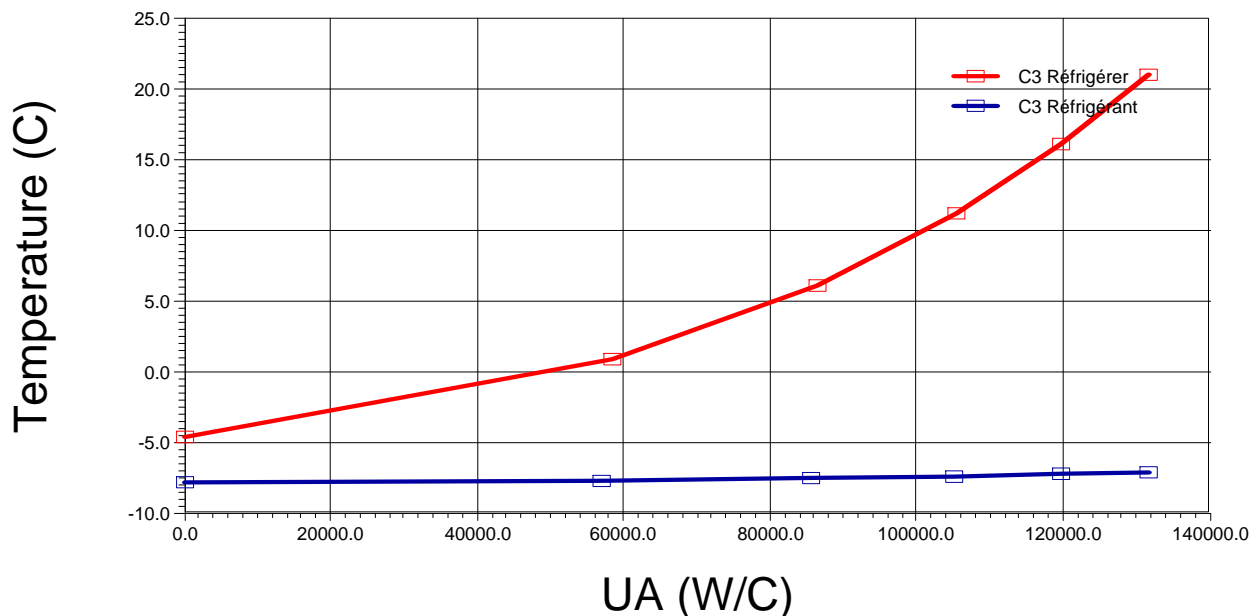
##### E-1022 ExchSpec

Type: Duty Pass: C3 Réfrigérer outlet E-1021 Spec Value: 1540 kW \*

##### E-1022 ExchSpec - 2

Type: LMTD Pass: Overall Spec Value: 11.70 C \*

### E-1022



### Heat Exchanger: E-1023

#### CONNECTIONS

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	Réfrigérer outlet E-1022	Name	C3 à -38°C	Name	Réfrigérant Inlet E-1023	Name	Réfrigérant Outlet E-1023
From Op.	E-1022 Exchanger	To Op.		From Op.	Tee TEE-102	To Op.	Separator BP-1008
Temp	-4.60 C *	Temp	-38.00 C *	Temp	-40.80 C	Temp	-40.00 C *

#### SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
E-100 Heat Balance	0.0000 kW	-4.547e-013 kW	4.547e-013	On	Off
E-100 UA	1.366e+005 W/C *	1.366e+005 W/C	-2.421e-004	On	On
E-1023 ExchSpec	1780 kW *	-6413 kW	8193	Off	Off



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\SECTION D  
Unit Set: SI13  
Date/Time: Wed Apr 02 18:45:09 2008

## Heat Exchanger: E-1023 (continued)

E-1023 ExchSpec - 2      13.00 C \*      13.11 C      -0.1111      Off      Off

### Detailed Specifications

#### E-100 Heat Balance

Type: Duty      Pass: Error      Spec Value: 0.0000 kW

#### E-100 UA

Type: UA      Pass: Overall      Spec Value: 1.366e+005 W/C \*

#### E-1023 ExchSpec

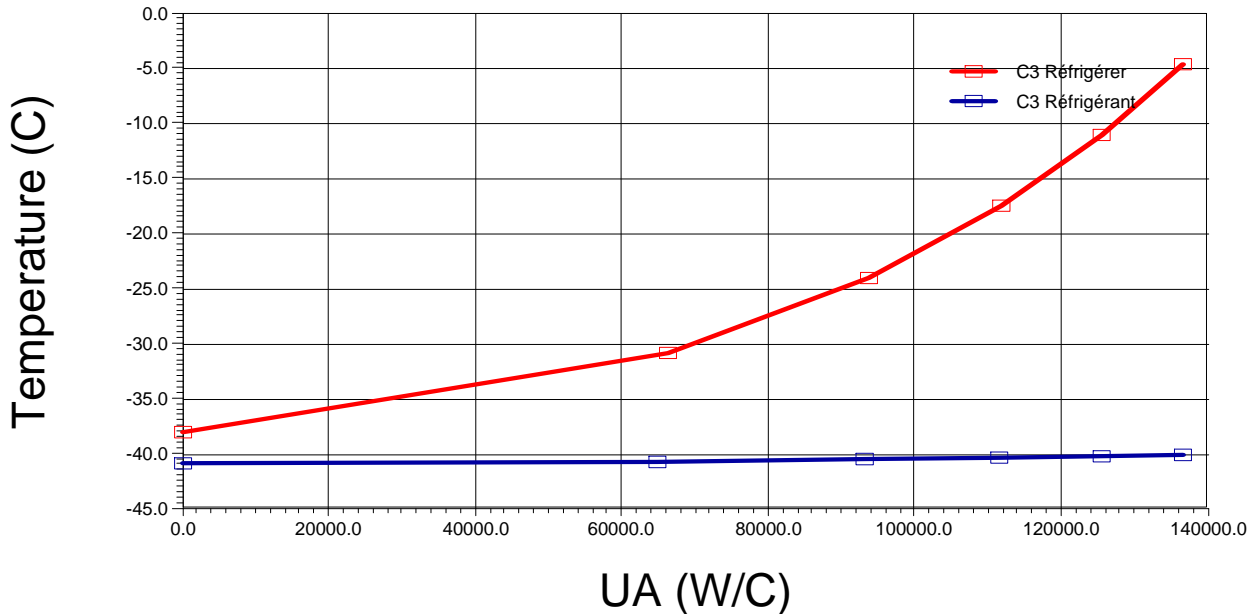
Type: Duty      Pass: C3 Réfrigérer outlet E-1022      Spec Value: 1780 kW \*

#### E-1023 ExchSpec - 2

Type: LMTD      Pass: Overall      Spec Value: 13.00 C \*

---

## E-1023



## Heat Exchanger: E-1024

### CONNECTIONS

#### Tube Side

#### Shell Side

Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	4 Réfrigérer Inlet E-1024	Name	Réfrigérer Outlet E-1024	Name	Réfrigérant Inlet E-1024	Name	réfrigérant Outlet E-1024
From Op.		To Op.	Heat Exch E-1025	From Op.	Tee TEE-100	To Op.	Separator HP-1006
Temp	43.00 C *	Temp	21.00 C *	Temp	18.00 C	Temp	18.00 C *

### SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
E-101 Heat Balance	0.0000 kW	4.290e-002 kW	-4.290e-002	On	Off
E-101 UA	1.348e+005 W/C *	1.348e+005 W/C	-2.231e-003	On	On
E-1024 ExchSpec	1440 kW *	-4978 kW	6418	Off	Off
E-1024 ExchSpec - 2	10.70 C *	10.49 C	0.2065	Off	Off

### Detailed Specifications

#### E-101 Heat Balance

Type: Duty      Pass: Error      Spec Value: 0.0000 kW

#### E-101 UA

Type: UA      Pass: Overall      Spec Value: 1.348e+005 W/C \*



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\SECTION D  
Unit Set: SI13  
Date/Time: Wed Apr 02 18:45:09 2008

## Heat Exchanger: E-1024 (continued)

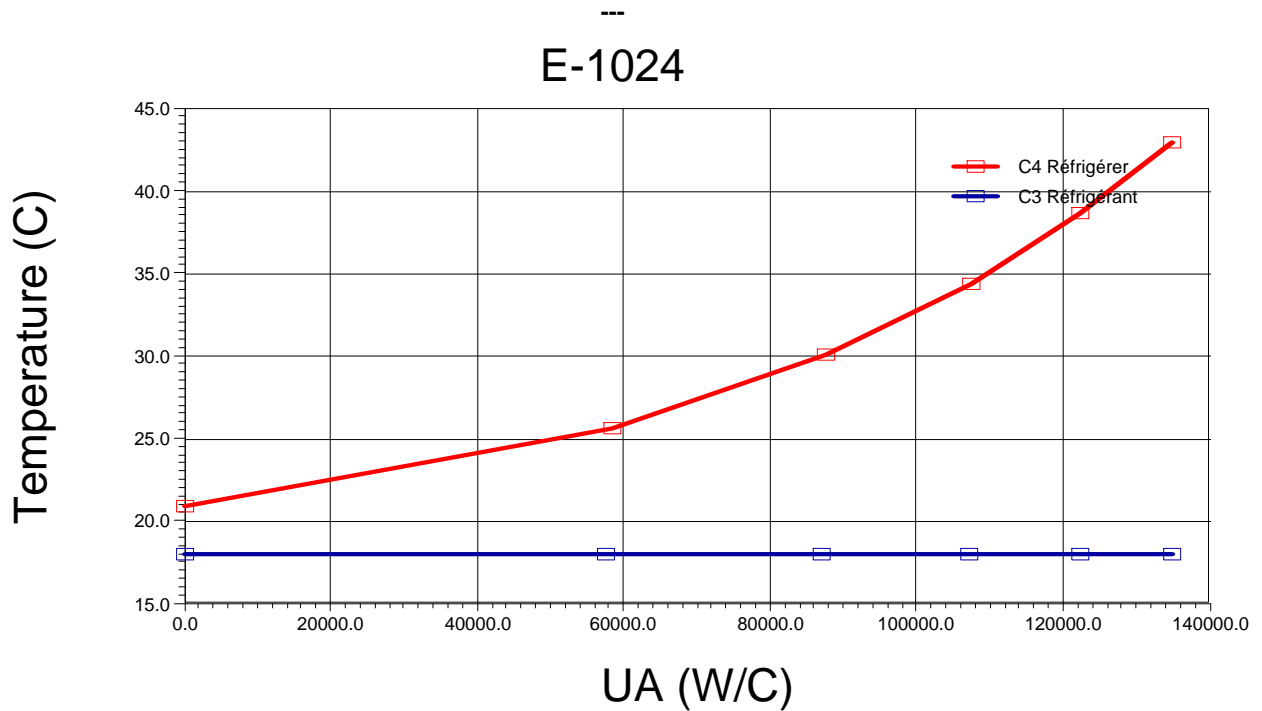
### Detailed Specifications

#### E-1024 ExchSpec

Type: Duty Pass: C4 Réfrigérer Inlet E-1024-C Spec Value: 1440 kW \*

#### E-1024 ExchSpec - 2

Type: LMTD Pass: Overall Spec Value: 10.70 C \*



## Heat Exchanger: E-1025

### CONNECTIONS

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	Réfrigérer Outlet E-1024	Name	Réfrigérer Outlet E-1025	Name	Réfrigérant Inlet E-1025	Name	Réfrigérant Outlet E-1025
From Op.	E-1024 Exchanger	To Op.	Heat Exch E-1026	From Op.	Tee TEE-101	To Op.	Separator MP-1007
Temp	21.00 C *	Temp	-4.60 C *	Temp	-7.80 C	Temp	-7.00 C *

### SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
E-101 Heat Balance	0.0000 kW	-6.821e-013 kW	6.821e-013	On	Off
E-101 UA	1.362e+005 W/C *	1.362e+005 W/C	2.014e-005	On	On
E-1025 ExchSpec	1590 kW *	-5370 kW	6960	Off	Off
E-1025 ExchSpec - 2	11.70 C *	11.58 C	0.1195	Off	Off

### Detailed Specifications

#### E-101 Heat Balance

Type: Duty Pass: Error Spec Value: 0.0000 kW

#### E-101 UA

Type: UA Pass: Overall Spec Value: 1.362e+005 W/C \*

#### E-1025 ExchSpec

Type: Duty Pass: C4 Réfrigérer Outlet E-1024 Spec Value: 1590 kW \*

#### E-1025 ExchSpec - 2

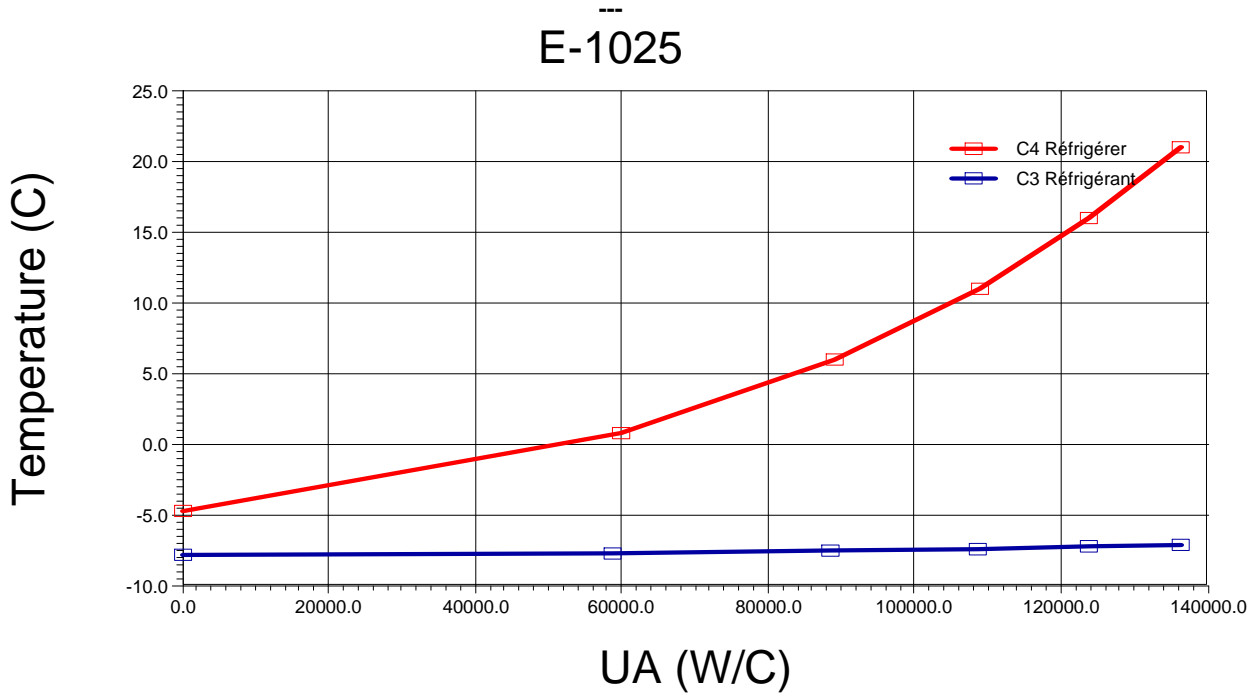
Type: LMTD Pass: Overall Spec Value: 11.70 C \*



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\SECTION D  
Unit Set: SI13  
Date/Time: Wed Apr 02 18:45:09 2008

### Heat Exchanger: E-1025 (continued)



### Heat Exchanger: E-1026

#### CONNECTIONS

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	Réfrigérant Outlet E-1025	Name	C4 à -9°C	Name	C3 inlet E1026	Name	réfrigérant Outlet E-1026
From Op.	E-1025 Exchanger	To Op.		From Op.	Tee TEE-102	To Op.	Separator BP-1008
Temp	-4.60 C *	Temp	-9.00 C *	Temp	-40.80 C	Temp	-40.00 C *

#### SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
E-101 Heat Balance	0.0000 kW	-2.194e-011 kW	2.194e-011	On	Off
E-101 UA	2.901e+004 W/C *	2.901e+004 W/C	3.369e-010	On	On
E-1026 ExchSpec	832.0 kW *	-881.6 kW	1714	Off	Off
E-1026 ExchSpec - 2	28.40 C *	33.57 C	-5.172	Off	Off

#### Detailed Specifications

##### E-101 Heat Balance

Type: Duty	Pass: Error	Spec Value: 0.0000 kW
------------	-------------	-----------------------

##### E-101 UA

Type: UA	Pass: Overall	Spec Value: 2.901e+004 W/C *
----------	---------------	------------------------------

##### E-1026 ExchSpec

Type: Duty	Pass: C4 Réfrigérant Outlet E-1025	Spec Value: 832.0 kW *
------------	------------------------------------	------------------------

##### E-1026 ExchSpec - 2

Type: LMTD	Pass: Overall	Spec Value: 28.40 C *
------------	---------------	-----------------------

---



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

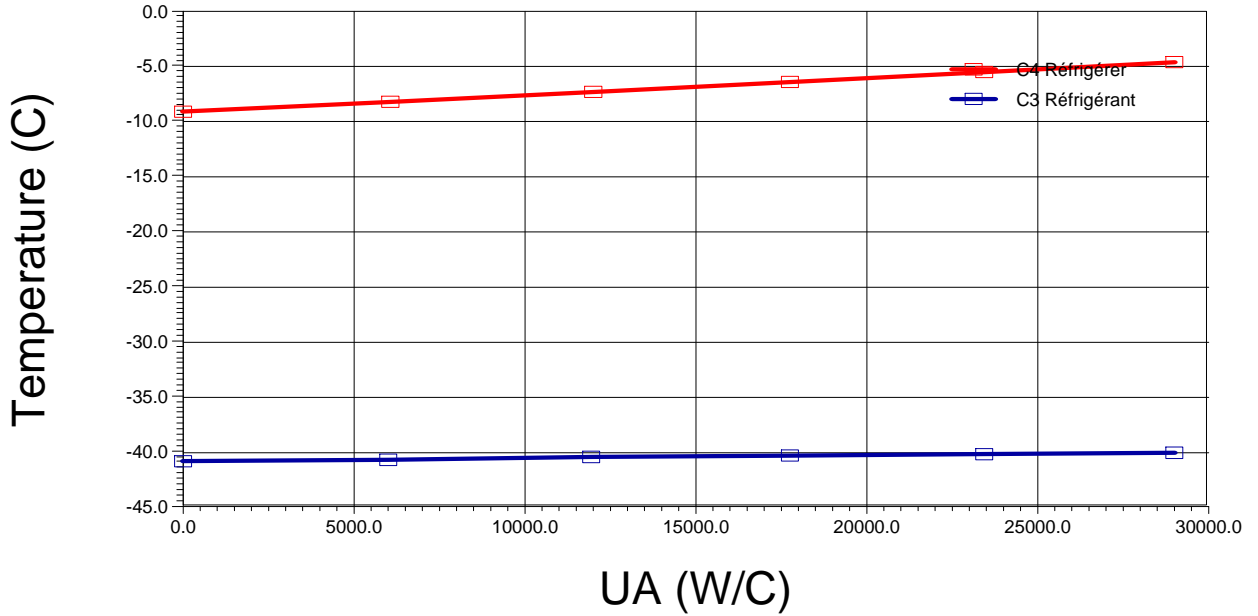
Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\SECTION D


Unit Set: SI13

Date/Time: Wed Apr 02 18:45:09 2008

## Heat Exchanger: E-1026 (continued)

### E-1026



1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG
2		Unit Set:	SI13
3		Date/Time:	Tue Apr 08 16:17:30 2008
4			

**Tank: V-1009**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

13	Stream Name	From Unit Operation
14	C3 Réfrigérant	

**Outlet Stream**

17	Stream Name	To Unit Operation
18	0	
19	C3 Réfrigérant	Valve: VLV -HP-

**Energy Stream**

22	Stream Name	From Unit Operation
23		

**Separator: HP 1006**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

31	Stream Name	From Unit Operation
32	C3 inlet HP 1006	Valve: VLV -HP-

**Outlet Stream**

35	Stream Name	To Unit Operation
36	C3 outlet HP 1006	Valve: VALV-HP-
37	C3 liquid outlet HP1006	Valve: VLV -MP-

**Energy Stream**

40	Stream Name	From Unit Operation
41		

**Separator: MP 1007**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

49	Stream Name	From Unit Operation
50	C3 inlet MP 1007	Valve: VLV -MP-

**Outlet Stream**

53	Stream Name	To Unit Operation
54	C3 outlet MP 1007	Valve: VALV-MP-
55	C3 liquid outlet MP1007	Valve: VLV -BP-

**Energy Stream**

58	Stream Name	From Unit Operation
59		

**Separator: BP 1008**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

67	Stream Name	From Unit Operation
68	C3 inlet BP 1008	Valve: VLV -BP-

Licensed to: TEAM LND \* Specified by user.





TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG  
Unit Set: SI13  
Date/Time: Tue Apr 08 16:17:30 2008

## Separator: BP 1008 (continued)

### Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
C3 Vers Comp-BP-12	Valve: VALV-BP-

### Energy Stream

Stream Name	From Unit Operation

## Compressor: Etage-BP-

### CONNECTIONS

#### Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
C3 inlet -BP-	Valve: VALV-BP-

#### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
C3 outlet Comp-BP-	Mixer: MIX-100

### Energy Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
Q BP	


### PARAMETERS

Duty:	2.6926e+02 kW	Adiabatic Eff.:	71.75	PolyTropic Eff.:	73.00 *
Speed:	---	Adiabatic Head:	3552 m	Polytropic Head:	3610 m
Polytropic Exp.	1.189	Isentropic Exp.	1.127	Poly Head Factor	1.000

### PROPERTIES

#### C3 inlet -BP-

	Overall	Vapour Phase		
Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	-29.54	-29.54		
Pressure: (bar)	0.6175 *	0.6175		
Molar Flow (kgmole/h)	454.5	454.5		
Mass Flow (kg/s)	5.547	5.547		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	39.55	39.55		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.076e+005	-1.076e+005		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2448	-2448		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	152.9	152.9		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.480	3.480		
Heat Flow (kW)	-1.358e+004	-1.358e+004		
Molar Density (kgmole/m3)	3.103e-002	3.103e-002		
Mass Density (kg/m3)	1.363	1.363		
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	504.9	504.9		
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	506.6	506.6		
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	64.71	64.71		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.473	1.473		
Thermal Conductivity (W/m-K)	1.262e-002	1.262e-002		
Viscosity (cP)	6.634e-003	6.634e-003		
Surface Tension (lbf/ft)	---	---		
Molecular Weight	43.94	43.94		
Z Factor	0.9826	0.9826		
Cp/Cv	1.157	1.157		
Act. Vol. Flow (m3/h)	1.465e+004	1.465e+004		

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG
2		Unit Set:	SI13
3		Date/Time:	Tue Apr 08 16:17:30 2008
4			

**Compressor: Etage-BP- (continued)**

**PROPERTIES**

**C3 outlet Comp-BP-**

	Overall	Vapour Phase		
14	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	
15	Temperature: (C)	3.180	3.180	
16	Pressure: (bar)	1.290	1.290	
17	Molar Flow (kgmole/h)	454.5	454.5	
18	Mass Flow (kg/s)	5.547	5.547	
19	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	39.55	39.55	
20	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.054e+005	-1.054e+005	
21	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2400	-2400	
22	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	155.1	155.1	
23	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.530	3.530	
24	Heat Flow (kW)	-1.331e+004	-1.331e+004	
25	Molar Density (kgmole/m3)	5.766e-002	5.766e-002	
26	Mass Density (kg/m3)	2.533	2.533	
27	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	504.9	504.9	
28	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	506.6	506.6	
29	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	71.30	71.30	
30	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.623	1.623	
31	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.569e-002	1.569e-002	
32	Viscosity (cP)	7.593e-003	7.593e-003	
33	Surface Tension (lbf/ft)	---	---	
34	Molecular Weight	43.94	43.94	
35	Z Factor	0.9738	0.9738	
36	Cp/Cv	1.146	1.146	
37	Act. Vol. Flow (m3/h)	7882	7882	

**Valve: VALV-BP-**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
C3 Vers Comp-BP-	Separator BP 1008

**Outlet Stream**

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
C3 inlet -BP-	Compressor Etage-BP-

**PARAMETERS**

**Physical Properties**

Pressure Drop:	132.2 kPa
----------------	-----------

**Mixer: MIX-100**


**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
C3 outlet Comp-BP-	Compressor Etage-BP-
C3 Vers -MP-	Valve VALV-MP-

**Outlet Stream**

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
-------------	-------------------

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG
2			Unit Set: S113
3			Date/Time: Tue Apr 08 16:17:30 2008
4			
5			

**Mixer: MIX-100 (continued)**

**CONNECTIONS**

11	C3 inlet Comp-MP-	Compressor	Etage-MP-
----	-------------------	------------	-----------

**Compressor: Etage-MP-**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

19	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION	
20	C3 inlet Comp-MP-	Mixer	MIX-100

**Outlet Stream**

23	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION	
24	C3 outlet Comp-MP-	Mixer	MIX-101

**Energy Stream**

27	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION	
28	Q MP		

**PARAMETERS**

31	Duty:	1.6971e+03 kW	Adiabatic Eff.:	70.84	PolyTropic Eff.:	73.00 *
32	Speed:	---	Adiabatic Head:	6931 m	Polytropic Head:	7109 m
33	Polytropic Exp.	1.151	Isentropic Exp.	1.095	Poly Head Factor	1.000

**PROPERTIES**

**C3 inlet Comp-MP-**

38		Overall	Vapour Phase		
39	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
40	Temperature: (C)	-9.832	-9.832		
41	Pressure: (bar)	1.290	1.290		
42	Molar Flow (kgmole/h)	1450	1450		
43	Mass Flow (kg/s)	17.69	17.69		
44	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	126.2	126.2		
45	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.063e+005	-1.063e+005		
46	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2421	-2421		
47	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	151.8	151.8		
48	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.457	3.457		
49	Heat Flow (kW)	-4.282e+004	-4.282e+004		
50	Molar Density (kgmole/m3)	6.074e-002	6.074e-002		
51	Mass Density (kg/m3)	2.667	2.667		
52	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	504.7	504.7		
53	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	506.5	506.5		
54	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	68.89	68.89		
55	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.569	1.569		
56	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.447e-002	1.447e-002		
57	Viscosity (cP)	7.230e-003	7.230e-003		
58	Surface Tension (lbf/ft)	---	---		
59	Molecular Weight	43.92	43.92		
60	Z Factor	0.9701	0.9701		
61	Cp/Cv	1.154	1.154		
62	Act. Vol. Flow (m3/h)	2.387e+004	2.387e+004		

**C3 outlet Comp-MP-**

65		Overall	Vapour Phase		
66	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
67	Temperature: (C)	51.61	51.61		
68	Pressure: (bar)	4.830	4.830		



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG  
Unit Set: SI13  
Date/Time: Tue Apr 08 16:17:30 2008

## Compressor: Etage-MP- (continued)

### PROPERTIES

#### C3 outlet Comp-MP-

		Overall	Vapour Phase		
14	Molar Flow (kgmole/h)	1450	1450		
15	Mass Flow (kg/s)	17.69	17.69		
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	126.2	126.2		
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.021e+005	-1.021e+005		
18	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2325	-2325		
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	155.7	155.7		
20	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.545	3.545		
21	Heat Flow (kW)	-4.112e+004	-4.112e+004		
22	Molar Density (kgmole/m3)	0.1912	0.1912		
23	Mass Density (kg/m3)	8.398	8.398		
24	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	504.7	504.7		
25	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	506.5	506.5		
26	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	82.07	82.07		
27	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.869	1.869		
28	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.098e-002	2.098e-002		
29	Viscosity (cP)	9.121e-003	9.121e-003		
30	Surface Tension (lbf/ft)	---	---		
31	Molecular Weight	43.92	43.92		
32	Z Factor	0.9355	0.9355		
33	Cp/Cv	1.147	1.147		
34	Act. Vol. Flow (m3/h)	7583	7583		

## Valve: VALV-MP-

### CONNECTIONS

#### Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
C3 outlet MP 1007	Separator MP 1007

#### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
C3 Vers -MP-	Mixer MIX-100

### PARAMETERS

#### Physical Properties

Pressure Drop:	200.2 kPa
----------------	-----------

## Mixer: MIX-101


### CONNECTIONS

#### Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
C3 outlet Comp-MP-	Compressor Etage-MP-
C3 Vers -HP-	Valve VALV-HP-

#### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
C3 inlet Comp-HP-	Compressor Etage-HP-

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG	
2		Unit Set:	S113	
3		Date/Time:	Tue Apr 08 16:17:30 2008	
4				
5				

## Compressor: Etage-HP-

### CONNECTIONS

#### Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
C3 inlet Comp-HP-	Mixer MIX-101

#### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
C3 inlet E1027	Air cooler E1027 (1)

#### Energy Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
Q HP	

### PARAMETERS

Duty:	2.7810e+03 kW	Adiabatic Eff.:	91.81	PolyTropic Eff.:	73.00 *
Speed:	---	Adiabatic Head:	5329 m	Polytropic Head:	5328 m
Polytropic Exp.	1.043	Isentropic Exp.	1.031	Poly Head Factor	1.000


### PROPERTIES

#### C3 inlet Comp-HP-

	Overall	Vapour Phase		
Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	24.62	24.62		
Pressure: (bar)	4.830	4.830		
Molar Flow (kgmole/h)	4008	4008		
Mass Flow (kg/s)	48.86	48.86		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	348.7	348.7		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.042e+005	-1.042e+005		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2375	-2375		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	148.9	148.9		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.393	3.393		
Heat Flow (kW)	-1.160e+005	-1.160e+005		
Molar Density (kgmole/m3)	0.2128	0.2128		
Mass Density (kg/m3)	9.341	9.341		
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	504.4	504.4		
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	506.3	506.3		
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	77.63	77.63		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.769	1.769		
Thermal Conductivity (W/m-K)	1.822e-002	1.822e-002		
Viscosity (cP)	8.375e-003	8.375e-003		
Surface Tension (lbf/ft)	---	---		
Molecular Weight	43.89	43.89		
Z Factor	0.9166	0.9166		
Cp/Cv	1.169	1.169		
Act. Vol. Flow (m3/h)	1.883e+004	1.883e+004		

#### C3 inlet E1027

	Overall	Vapour Phase		
Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	66.40 *	66.40		
Pressure: (bar)	13.00 *	13.00		
Molar Flow (kgmole/h)	4008	4008		
Mass Flow (kg/s)	48.86	48.86		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	348.7	348.7		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.017e+005	-1.017e+005		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2318	-2318		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	149.5	149.5		

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG
2		Unit Set:	S113
3		Date/Time:	Tue Apr 08 16:17:30 2008
4			

5

6 **Compressor: Etage-HP- (continued)**

7

8

9 **PROPERTIES**

10 **C3 inlet E1027**

11		Overall	Vapour Phase		
12					
13	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.407	3.407		
14	Heat Flow (kW)	-1.132e+005	-1.132e+005		
15	Molar Density (kgmole/m3)	0.5500	0.5500		
16	Mass Density (kg/m3)	24.14	24.14		
17	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	504.4	504.4		
18	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	506.3	506.3		
19	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	90.49	90.49		
20	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.062	2.062		
21	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.357e-002	2.357e-002		
22	Viscosity (cP)	9.985e-003	9.985e-003		
23	Surface Tension (lbf/ft)	---	---		
24	Molecular Weight	43.89	43.89		
25	Z Factor	0.8372	0.8372		
26	Cp/Cv	1.211	1.211		
27	Act. Vol. Flow (m3/h)	7286	7286		
28					

29

30 **Valve: VALV-HP-**

31

32 **CONNECTIONS**

33 **Inlet Stream**

34	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
35		
36	C3 outlet HP 1006	Separator HP 1006

37

38 **Outlet Stream**

39	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
40		
41	C3 Vers -HP-	Mixer MIX-101

42 **PARAMETERS**

43 **Physical Properties**

44	Pressure Drop:	209.9 kPa
----	----------------	-----------

45

46 **Air cooler: E1027 (1)**

47

48

49

50 **CONNECTIONS**

51 **Inlet Stream**

52	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
53		
54	C3 inlet E1027	Compressor Etage-HP-

55


56 **Outlet Stream**

57	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
58		
59	C3(1)	Air cooler E1027 (2)

60 **DESIGN PARAMETERS**

61	Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	8.729e+004 W/C
62	Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	37.62 C
63	Configuration:	four tube rows, four pass		
64				

Licensed to: TEAM LND \* Specified by user.

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG	
2		Unit Set:	SI13	
3		Date/Time:	Tue Apr 08 16:17:30 2008	
4				
5				

**Air cooler: E1027 (2)**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

13	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
14	C3(1)	Air cooler E1027 (1)

**Outlet Stream**

17	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
18	C3(2)	Air cooler E1027 (3)

**DESIGN PARAMETERS**

21	Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	3.757e+005 W/C
22	Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	41.00 C *
23	Configuration:	four tube rows, four pass		

**Air cooler: E1027 (3)**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

31	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
32	C3(2)	Air cooler E1027 (2)

**Outlet Stream**

35	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
36	C3(3)	Air cooler E1027 (4)

**DESIGN PARAMETERS**

39	Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	3.068e+005 W/C
40	Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	35.00 C *
41	Configuration:	four tube rows, four pass		

**Air cooler: E1027 (5)**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

49	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
50	C3(4)	Air cooler E1027 (4)

**Outlet Stream**

53	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
54	C3(5)	Air cooler E1027 (6)

**DESIGN PARAMETERS**

57	Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	2.560e+005 W/C
58	Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	33.50 C *
59	Configuration:	four tube rows, four pass		

**Air cooler: E1027 (6)**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

67	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
68	C3(5)	Air cooler E1027 (5)



TEAM LND  
 Calgary, Alberta  
 CANADA

Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG  
 Unit Set: SI13  
 Date/Time: Tue Apr 08 16:17:30 2008

### Air cooler: E1027 (6) (continued)

#### CONNECTIONS

##### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
-------------	-------------------

C3(6)	Air cooler	E1027 (7)
-------	------------	-----------

#### DESIGN PARAMETERS

Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	2.042e+005 W/C
Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	32.00 C *
Configuration:	four tube rows, four pass		

### Air cooler: E1027 (7)

#### CONNECTIONS

##### Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
-------------	---------------------

C3(6)	Air cooler	E1027 (6)
-------	------------	-----------

##### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
-------------	-------------------

C3(8)	Air cooler	E1027 (8)
-------	------------	-----------

#### DESIGN PARAMETERS

Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	1.922e+005 W/C
Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	31.30 C *
Configuration:	four tube rows, two pass		

### Air cooler: E1027 (8)

#### CONNECTIONS

##### Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
-------------	---------------------

C3(8)	Air cooler	E1027 (7)
-------	------------	-----------

##### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
-------------	-------------------

C3(9)	Air cooler	E1027 (9)
-------	------------	-----------

#### DESIGN PARAMETERS

Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	1.623e+005 W/C
Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	30.00 C *
Configuration:	four tube rows, four pass		

### Air cooler: E1027 (9)

#### CONNECTIONS

##### Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
-------------	---------------------


C3(9)	Air cooler	E1027 (8)
-------	------------	-----------

##### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
-------------	-------------------

C3(10)	Air cooler	E1027 (10)
--------	------------	------------



1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG	
2		Unit Set:	S113	
3		Date/Time:	Tue Apr 08 16:17:30 2008	
4				
5				

**Air cooler: E1027 (9) (continued)**

**DESIGN PARAMETERS**

11	Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	1.424e+005 W/C
12	Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	28.90 C *
13	Configuration:	four tube rows, four pass		

**Air cooler: E1027 (10)**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

21	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION		
22	C3(10)	Air cooler	E1027 (9)	

**Outlet Stream**

25	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION		
26	C3(11)	Air cooler	E1027 (11)	

**DESIGN PARAMETERS**

29	Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	1.081e+005 W/C
30	Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	27.00 C *
31	Configuration:	four tube rows, four pass		

**Air cooler: E1027 (11)**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

39	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION		
40	C3(11)	Air cooler	E1027 (10)	

**Outlet Stream**

43	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION		
44	C3 outlet E1027			


**DESIGN PARAMETERS**

47	Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	9.487e+004 W/C
48	Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	26.00 C *
49	Configuration:	four tube rows, four pass		

**PROPERTIES**

**C3(11)**

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
54				
55	Vapour/Phase Fraction	0.0629	0.0629	0.9371
56	Temperature: (C)	32.88	32.88	32.88
57	Pressure: (bar)	12.00	12.00	12.00
58	Molar Flow (kgmole/h)	4008	252.0	3756
59	Mass Flow (kg/s)	48.86	3.047	45.81
60	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	348.7	21.91	326.8
61	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.178e+005	-1.040e+005	-1.187e+005
62	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2684	-2390	-2704
63	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	98.12	142.8	95.12
64	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.236	3.281	2.166
65	Heat Flow (kW)	-1.311e+005	-7283	-1.239e+005
66	Molar Density (kgmole/m3)	5.222	0.5961	10.89
67	Mass Density (kg/m3)	229.2	25.95	478.4
68	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	504.4	500.7	504.6

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG	
2		Unit Set:	S113	
3		Date/Time:	Tue Apr 08 16:17:30 2008	
4				
5				

## Air cooler: E1027 (11) (continued)

### PROPERTIES

#### C3(11)

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
13			
14	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	506.3	504.0
15	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	128.6	86.68
16	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.929	1.991
17	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.018e-002
18	Viscosity (cP)	---	9.083e-003
19	Surface Tension (lbf/ft)	4.044e-004	---
20	Molecular Weight	43.89	43.53
21	Z Factor	---	0.7911

#### C3 outlet E1027

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
22			
23			
24			
25	Vapour/Phase Fraction	0.0000 *	0.0055
26	Temperature: (C)	32.38	32.38
27	Pressure: (bar)	11.90	11.90
28	Molar Flow (kgmole/h)	4008	22.11
29	Mass Flow (kg/s)	48.86	0.2670
30	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	348.7	1.922
31	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.187e+005	-1.040e+005
32	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2704	-2392
33	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	95.29	143.0
34	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.171	3.290
35	Heat Flow (kW)	-1.321e+005	-638.5
36	Molar Density (kgmole/m3)	9.956	0.5909
37	Mass Density (kg/m3)	436.9	25.69
38	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	504.4	500.1
39	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	506.3	503.6
40	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	130.7	86.34
41	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.978	1.986
42	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.013e-002
43	Viscosity (cP)	---	9.066e-003
44	Surface Tension (lbf/ft)	4.076e-004	---
45	Molecular Weight	43.89	43.47
46	Z Factor	---	0.7927

## Air cooler: E1027 (4)

### CONNECTIONS

#### Inlet Stream


STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
54	
55	C3(3) Air cooler E1027 (3)

#### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
58	
59	C3(4) Air cooler E1027 (5)

### DESIGN PARAMETERS

62	Pressure Drop:	10.00 kPa *	UA:	2.634e+005 W/C
63	Inlet Air Temp:	18.00 C *	Outlet Air Temp:	34.00 C *
64	Configuration:	four tube rows, four pass		

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG	
2		Unit Set:	SI13	
3		Date/Time:	Tue Apr 08 16:17:30 2008	
4				
5				

6	<b>Material Stream: C3(4)</b>	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	Peng-Robinson
8			

CONDITIONS					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
12	Vapour / Phase Fraction	0.6164	0.6164	0.3836	
13	Temperature: (C)	35.62	35.62	35.62	
14	Pressure: (bar)	12.60	12.60	12.60	
15	Molar Flow (kgmole/h)	4008	2471	1537	
16	Mass Flow (kg/s)	48.86	30.06	18.80	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	348.7	214.9	133.8	
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.098e+005	-1.043e+005	-1.186e+005	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	124.1	141.8	95.75	
20	Heat Flow (kW)	-1.222e+005	-7.157e+004	-5.062e+004	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	347.4 *	214.0	133.4	

22	<b>Material Stream: C3 Réfrigérant</b>	Fluid Package:	Basis-1
23		Property Package:	Peng-Robinson
24			

CONDITIONS					
	Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
27	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	
28	Temperature: (C)	48.00 *	48.00	48.00	
29	Pressure: (bar)	17.98 *	17.98	17.98	
30	Molar Flow (kgmole/h)	8849	8849	0.0000	
31	Mass Flow (kg/s)	108.2 *	108.2	0.0000	
32	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	770.4	770.4	0.0000	
33	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.169e+005	-1.169e+005	-1.041e+005	
34	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	101.0	101.0	140.2	
35	Heat Flow (kW)	-2.873e+005	-2.873e+005	0.0000	
36	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	768.1 *	768.1	0.0000	

38	<b>Property Balance Utility: Bilans</b>	Unit Op(s):	C3 Réfrigérant	E1027 (9)
39			12	Etage-BP-
40			0	Etage-HP-
41			C3 outlet E1027	Etage-MP-
42			BP 1008	HP 1006
43			E1027 (1)	MIX-100
44			E1027 (10)	MIX-101
45			E1027 (11)	MP 1007
46			E1027 (2)	V-1009
47			E1027 (3)	VALV-BP-
48			E1027 (4)	VALV-HP-
49			E1027 (5)	VALV-MP-
50			E1027 (6)	VLV -BP-
51	E1027 (7)	VLV -HP-		
52	E1027 (8)	VLV -MP-		

ENERGY BALANCE			
Inlet Energy Stream	Value	Outlet Energy Stream	Value
56	Q BP	269.3 kW *	12
57	Q HP	2781 kW *	C3 outlet E1027
58	Q MP	1697 kW *	0
59	C3 Réfrigérant	-2.873e+005 kW *	
60	Inlet Stream Total:	-2.825e+005 kW *	Outlet Stream Total:
61			-3.014e+005 kW *
62	Imbalance (Inlet Stream Total - Outlet Stream Total):	-1.886e+004 kW *	Relative Imbalance (Imbalance/(Inlet Stream Total)*100%):
63			6.67 % *



TEAM LND  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: E:\TRAD AMEUR ENP PG 2012\MEMOIRE\SIMULATION\CAS DESIG  
Unit Set: SI13  
Date/Time: Tue Apr 08 16:17:30 2008

**Property Balance Utility: Bilans**

Unit Op(s):

C3 Réfrigérant	E1027 (9)
12	Etage-BP-
0	Etage-HP-
C3 outlet E1027	Etage-MP-
BP 1008	HP 1006
E1027 (1)	MIX-100
E1027 (10)	MIX-101
E1027 (11)	MP 1007
E1027 (2)	V-1009
E1027 (3)	VALV-BP-
E1027 (4)	VALV-HP-
E1027 (5)	VALV-MP-
E1027 (6)	VLV -BP-
E1027 (7)	VLV -HP-
E1027 (8)	VLV -MP-

**MATERIAL BALANCE**

Inlet Material Stream	Mass Flow **	Outlet Material Stream	Mass Flow **
C3 Réfrigérant	108.2 kg/s *	12	59.34 kg/s *
		C3 outlet E1027	48.86 kg/s *
		0	0.0000 kg/s *
Inlet Stream Total:	108.2 kg/s *	Outlet Stream Total:	108.2 kg/s *
Imbalance (Inlet Stream Total - Outlet Stream Total):		3.396e-012 kg/s *	
		Relative Imbalance (Imbalance/(Inlet Stream Total)*100%):	
		0.00 % *	

(\*\* - Note that currently, only the active variable may be printed out on the Data Sheet)

**CONCLUSION**

**GENERALE**

### 1. CONCLUSION GENERALE

L'objectif du travail entrepris est de déterminer dans quelle mesure il est économique de modifier les équipements actuels d'échange de chaleur pour économiser de la puissance mécanique et la consommation d'utilités chaudes du complexe de séparation de GPL; cette problématique est motivée par le fait que le coût actuel de l'énergie est bien plus élevé que celui utilisé lors de la conception du procédé dans les années mille neuf cent quatre vingt.

On dispose de données design fournies par le constructeur d'usine pas de données opératoires complètes permettant de boucler les bilans matière et d'énergie, malgré l'obtention de données partielles recueillies durant un stage de trois semaines réalisé à l'usine. Ces données manquantes sont les propriétés des huiles chaudes utilisées pour les rebouilleurs. Cette absence de données complètes a été source de difficultés majeures dans la réalisation de ce travail.

Ce travail de simulation réalisé à l'aide du logiciel HYSYS 3.2 a permis d'entrevoir la faisabilité de modifier les équipements de transferts thermiques et les paramètres opératoires des fractionnateurs (dé-propaniseur et dé-éthaniseur).

Les résultats de la simulation ont été comparés au cas design en ce qui concerne le bon fonctionnement des dé-propaniseur et dé-éthaniseur, y compris leurs rebouilleurs et condenseurs. Ce test permet de vérifier le respect des normes de commercialisation des produits propane et butane sortant d'usine.

Les modifications proposées consistent à :

- ❖ Supprimer l'échangeur E-1013 (troisième préchauffeur de GPL), qui représente 1000 kW d'économie pour chacun des neuf trains de l'usine.
- ❖ Optimiser l'échangeur E-1003 (rebouilleur de fractionnateur), qui représente un besoin de 9811 kW<sub>therm</sub> pour chacun des neuf trains de l'usine.
- ❖ Optimiser l'échangeur E-1002 (aérocondenseur), qui représente un besoin de 11436 kW<sub>therm</sub> pour chacun des neuf trains de l'usine.
- ❖ Augmenter la surface d'échange de l'échangeur E-1005 A /B pour chacun des neuf trains ; cette modification entrainera un gain d'utilité chaude consommée par l'échangeur E-1013 de 1000 kW pour chacun des trains au taux de charge de 100%.
- ❖ Diminuer la surface d'échange des aéroréfrigérants E-1002, E-1012 et E-1027 (sortie compresseur propane) d'environ de 31,5%, 14,6% et 59% respectivement; ce qui induit une économie de puissance correspondant à 2731 kW thermique.

La simulation montre aussi que certains échangeurs sont surdimensionnés pour la marche à 100 % du procédé modifié.

Les résultats ont été validés pour un taux de charge de 100% qui correspond au taux de traitement le plus utilisé par l'usine. Les caractéristiques techniques résultant des simulations réalisées sont données en détail dans l'annexe B de ce mémoire. Ces caractéristiques définissent le procédé de séparation du GPL modifié avec les nouveaux bilans de matières, d'énergie et les paramètres opératoires correspondants à un taux de charge de 100%.

Il faut noter que le GPL alimentant l'usine est un mélange de treize charges aux compositions différentes ; certaines entraînent la nécessité de recyclages pour aboutir aux produits normés.

Des taux de traitements simulés allant jusqu'à 140 % permettent de montrer que le procédé actuel recèle un potentiel important d'augmentation de charge et de provisions de surface pour accommoder la détermination du coefficient d'échange pour les impuretés et les encrassements des surfaces.

Le travail réalisé ici dans le cadre du magister constitue un résultat probant mais encore limité relativement à ce qui nécessite une évaluation complète de modifications à proposer, en particulier les conséquences monétaires en investissements d'une part et d'économies d'énergie d'autre part.

Il est donc suggéré de compléter cette étude par :

- ❖ Des simulations, à réaliser, à des taux de traitement allant de 60, 70, 80, 90, 100, et 110%
- ❖ Des évaluations économiques sont à réaliser sur une vie résiduelle de l'usine de 20 à 30 ans avec des coûts d'énergie plus proches des prix du marché à l'international. En effet, la décision en matière d'énergie revient toujours à comparer le coût de l'investissement des équipements qui est déterminé à l'internationale et les gains d'énergie qui ne peuvent être ceux déterminés et pratiqués par Sonatrach et Sonelgaz sur le marché intérieur à utiliser les prix internes de l'énergie ou pourra difficilement justifier l'achat d'équipements.



---

## Références bibliographiques

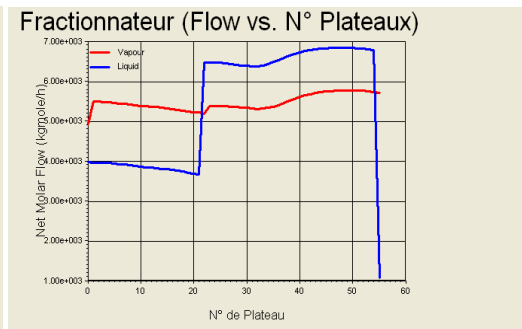
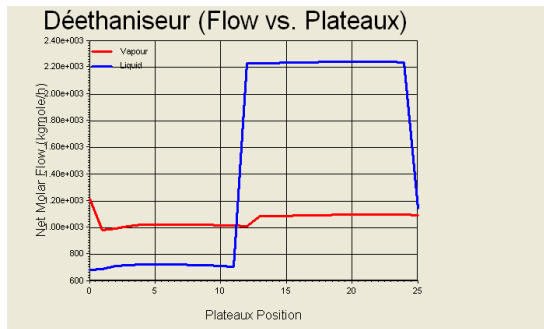
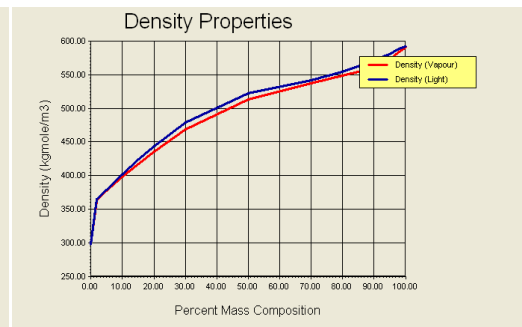
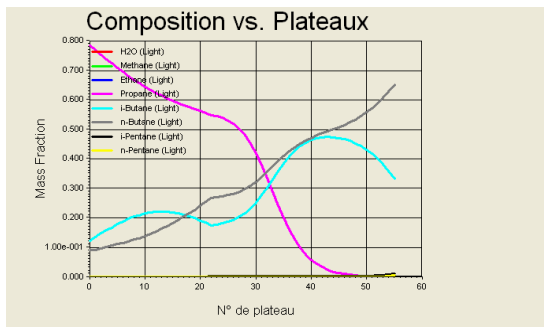
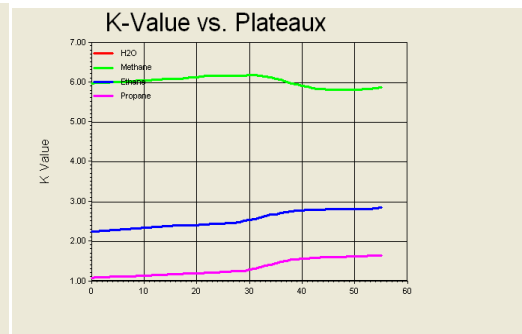
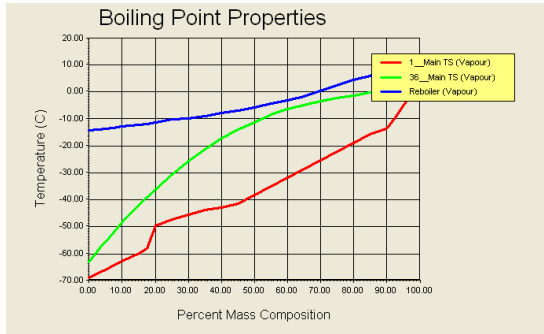
---

- [1] Catalogue fournisseur/aérocondenseurs/colonne de distillation, IHI/ GP1/Z;1984.
- [2] Perry's Chemical Engineerings Handbook, Don W. Green 7<sup>ème</sup> Edition 1999.
- [3] Cicile J.C, Distillation, Absorption, Colonnes à plateaux : Dimensionnement, Technique de l'Ingénieur, J2 623, 2008.
- [4] Manuel opératoire du complexe GP1/Z, Sonatrach.
- [6] <http://www.mem-algeria.org/francais/index.php?page=bilans-du-secteur>
- [7] Conversion Factors and Mathematical Symbols\* : Section 1, James O. Maloney, Ph.D, Society, American Society for Engineering Education. 5<sup>ème</sup> Edition, 2004.
- [8] R. BAKHTA, PFE « Optimisation du train de préchauffage de la raffinerie d'Alger », département Génie chimique USTHB 2003.
- [9] TUTORIAL HYSYS 3.2. 3<sup>ème</sup> Edition 2006, Hyprotech, TEAM LND, CANADA.
- [10] Rapport de Stage « Pinch Technology » de TOUMERT et AIT KACI 2007, département de génie mécanique, ENP.
- [11] Fiche de suivi technique en date de 13/07/2011, Service laboratoire, Département technique, GP1Z. Sonatrach.
- [12] The Properties of Gases and Liquids, Fifth Edition Bruce E. Poling, John M. Prausnitz, John P. O'Connell, Third Edition 2004, The McGraw-Hill Companies.
- [13] Eng.Natural gas Processing Principles and Technology-partII.April2004-Editeur: Dr.A.H Younger, international affiliations.
- [14] Raffinage et génie chimique Tomes I et II. Pierre Wuitthier, 1<sup>ère</sup> édition 1972, Technip.
- [15] Engineering Data Book Volume (I) & (II) by GPSA, Twelfth Edition 2004, Tulsa.
- [16] Le gaz naturel (production traitement et transport), A ROJET, B DURAND, C JAHHRET, S JULLIAN, M VALAIS : Publication de l'IFP. 2000.



# ANNEXES

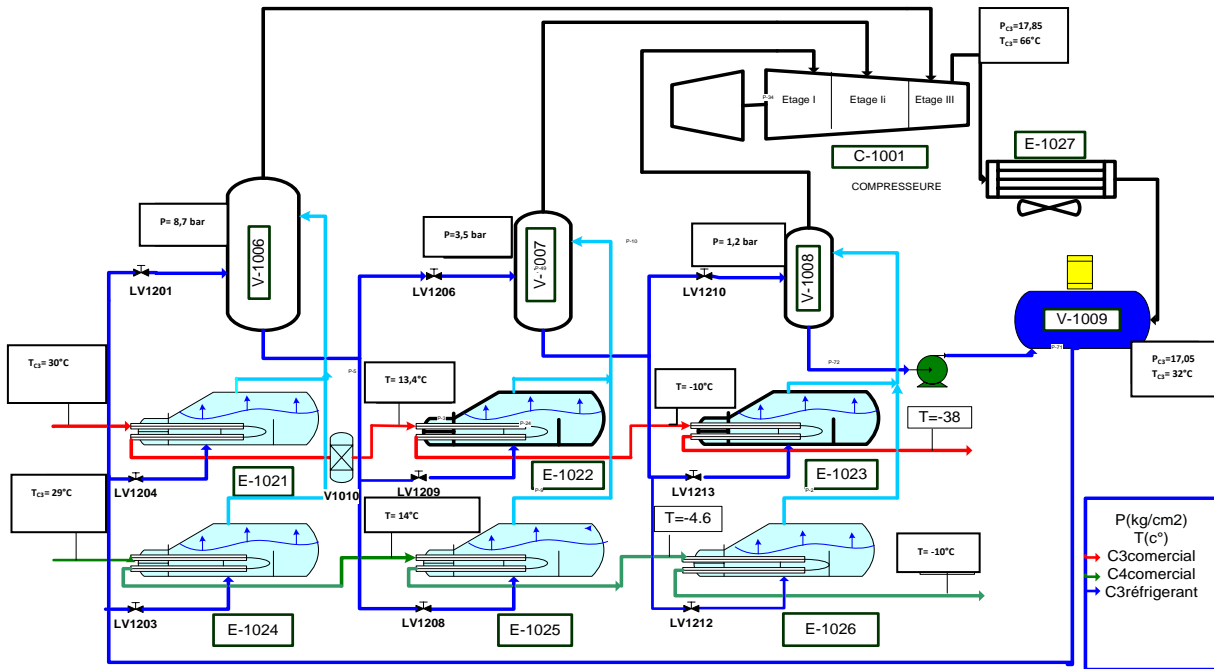
# ANNEXE –A– {Présentation des courbes de la colonne de distillation}



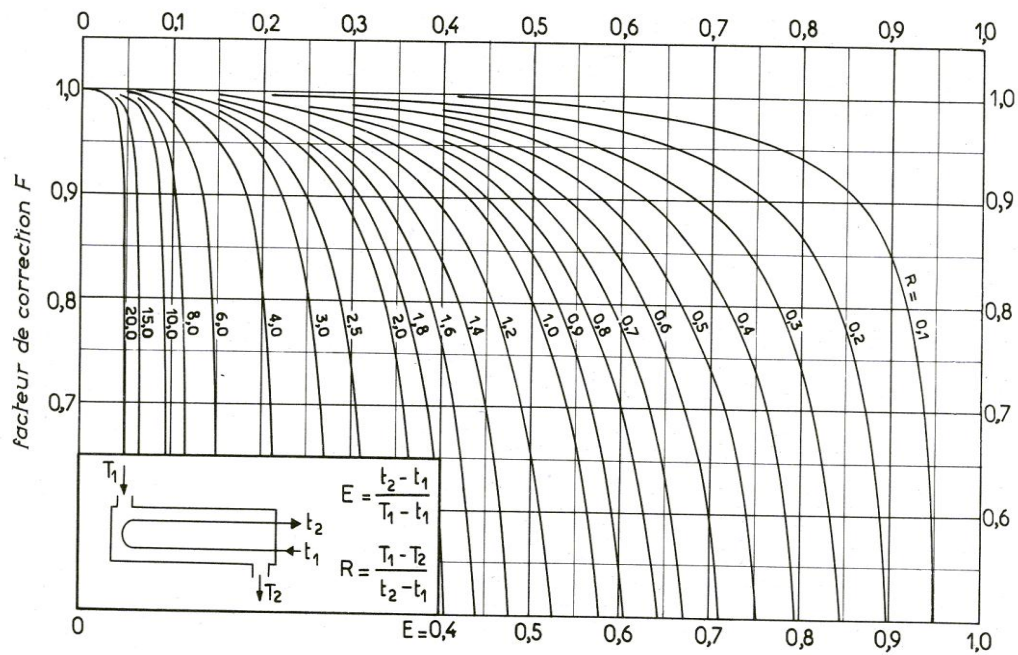
## ANNEXE –B– {Les paramètres opératoires du réseau d'échangeurs}

Echangeurs	Design				U.A (W/°C)	Q <sub>Ther</sub>	Simulation				U.A (W/°C)	Q <sub>Ther</sub>	kW elec
	Tube		Calendre				Tube		Calendre				
	T <sub>in</sub>	T <sub>out</sub>	T <sub>in</sub>	T <sub>out</sub>			T <sub>in</sub>	T <sub>out</sub>	T <sub>in</sub>	T <sub>out</sub>			
E-1002 Aéroréfrig	57,3 (C2+C3)	50 (C2+C3)	25 air	45 air	2451677	29700	<u>63,1</u> (C2+C3)	<u>45</u> (C2+C3)	25 air	44 air	<b><u>1677124</u></b>	<b><u>18264</u></b>	<b><u>440</u></b>
E-1003 Rebouilleur	180 Hot Oil	130 Hot Oil	110 Butane	113 Butane	753889	29300	180 Hot Oil	130 Hot Oil	110 Butane	113,3 Butane	753889	<b><u>19489</u></b>	///
E-1004 1 <sup>er</sup> Préch GPL	63 Propane	50 Propane	22,8 GPL	34 GPL	36372,48	1010	50 Propane	<u>30,7</u> Propane	22,8 GPL	34 GPL	<b><u>89446</u></b>	<b><u>1044</u></b>	///
E-1005 2 <sup>ème</sup> Préch GPL	110 Butane	49 Butane	34 GPL	65 GPL	153623	4190	<b>113,3</b> Butane	<b>37,7</b> Butane	<b>34</b> GPL	<b>71</b> GPL	<b><u>224710</u></b>	<b><u>3904</u></b>	///
E-1006 Refroidisseur	16,4 Ethane	-5 Ethane	-7,8 Propane	-7,8 Propane	379974,3	4180	16,4 Ethane	-5 Ethane	-7,8 Propane	-7,8 Propane	379974,3	<b><u>4180</u></b>	///
E-1007 Rebouilleur	180 Hot Oil	129,1 Hot Oil	61 Propane	62,2 Propane	57056,46	5180	180 Hot Oil	129,1 Hot Oil	61 Propane	62,2 Propane	57056,46	<b><u>3852</u></b>	///
E-1011 Aéroréfrig (C <sub>3</sub> )	50 Propane	43 Propane	25 air	46 air	133883,4	590	<u>30,7</u> Propane	<u>30</u> Propane	25 air	29 air	<b><u>142284</u></b>	<b><u>37</u></b>	<b><u>88</u></b>
E-1012 Aéroréfrig (C <sub>4</sub> )	49 Butane	43 Butane	25 air	47 air	148348,2	140	<u>37,7</u> Butane	<u>29</u> Butane	25 air	31 air	<b><u>126648</u></b>	<b><u>373</u></b>	<b><u>88</u></b>
E-1013 3 <sup>ème</sup> Préch GPL	180 Hot Oil	68 Hot Oil	65 GPL	71,1 GPL	460877,9	1000	× Hot Oil	× Hot Oil	× GPL	× GPL	<b>Supprimé</b>	///	///
E-1021 1 <sup>er</sup> Refroid (C <sub>3</sub> )	43 Propane	21,3 Propane	18 Propane	/ Propane	117811,2	1260	<b>30</b> Propane	<u>13,4</u> Propane	18 Propane	18 Propane	117811,2	<b><u>1247</u></b>	///
E-1022 2 <sup>ème</sup> Refroid(C <sub>3</sub> )	21 Propane	-4,6 Propane	-7,8 Propane	/ Propane	131756,2	1540	<u>13,4</u> Propane	<u>-10</u> Propane	-7,94 Propane	-7,94 Propane	131756,2	<b><u>1533</u></b>	///
E-1023 3 <sup>ème</sup> Refroid(C <sub>3</sub> )	-4,6 Propane	-38 Propane	-40,8 Propane	/ Propane	136561,6	1780	<u>-10</u> Propane	<b>-38</b> Propane	-40,8 Propane	-39,7 Propane	136561,6	<b><u>1790</u></b>	///
E-1024 1 <sup>er</sup> Refroid (C <sub>4</sub> )	43 Butane	21,3 Butane	18 Propane	/ Propane	134837,3	1440	<b>29</b> Butane	<u>14</u> Butane	18 Propane	18 Propane	134837,3	<b><u>1415</u></b>	///
E-1025 2 <sup>ème</sup> Refroid(C <sub>4</sub> )	21,3 Butane	-4,6 Butane	-7,8 Propane	/ Propane	136227,9	1590	<u>14</u> Butane	<u>-4,6</u> Butane	-7,8 Propane	-16 Propane	136227,9	<b><u>1578</u></b>	///
E-1026 3 <sup>ème</sup> Refroid(C <sub>4</sub> )	-4,6 Butane	-9,8 Butane	-12 Propane	/ Propane	29010,3	823	<u>-4,6</u> Butane	<b>-10</b> Butane	-18 Propane	-30 Propane	29010,3	<b><u>974</u></b>	///
E-1027 Aéroréfrig (C <sub>3</sub> )	72,4 Propane	48 Propane	25 air	65,9 air	1781341	14429	<u>66,4</u> Propane	<u>32</u> Propane	<u>25</u> air	<u>41</u> air	<b><u>737851</u></b>	<b><u>17601</u></b>	<b><u>352</u></b>
Puissance Compres	BP , MP , BP				4750 kW		BP 269 kW , MP1697 kW, BP2781 kW				<b><u>4747 kW</u></b>	///	///

## ANNEXE –C– {La Section de Réfrigération avec les nouveaux paramètres opératoires}



## ANNEXE –D–



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.

# ANNEXE -E-

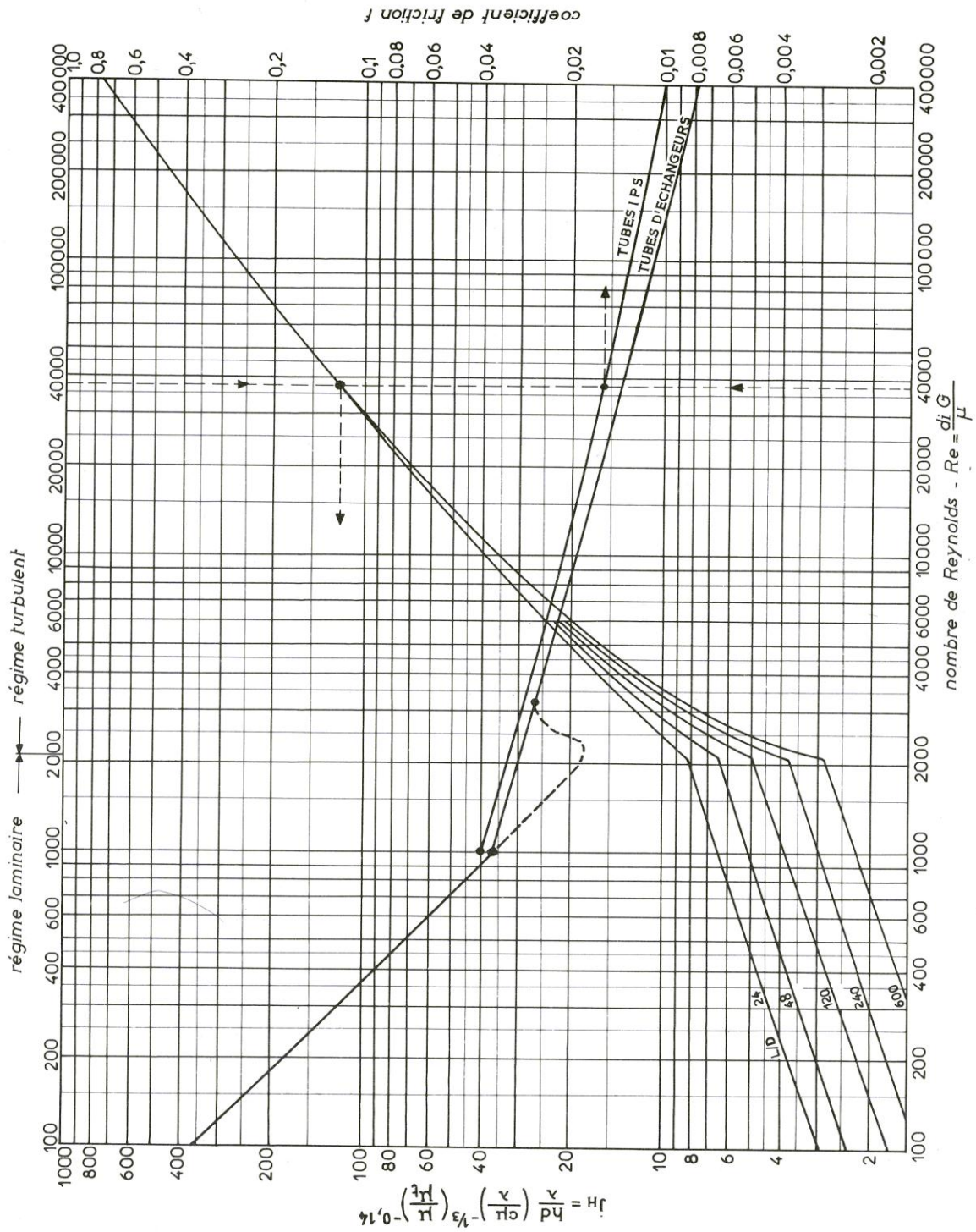


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

ANNEXE -F-

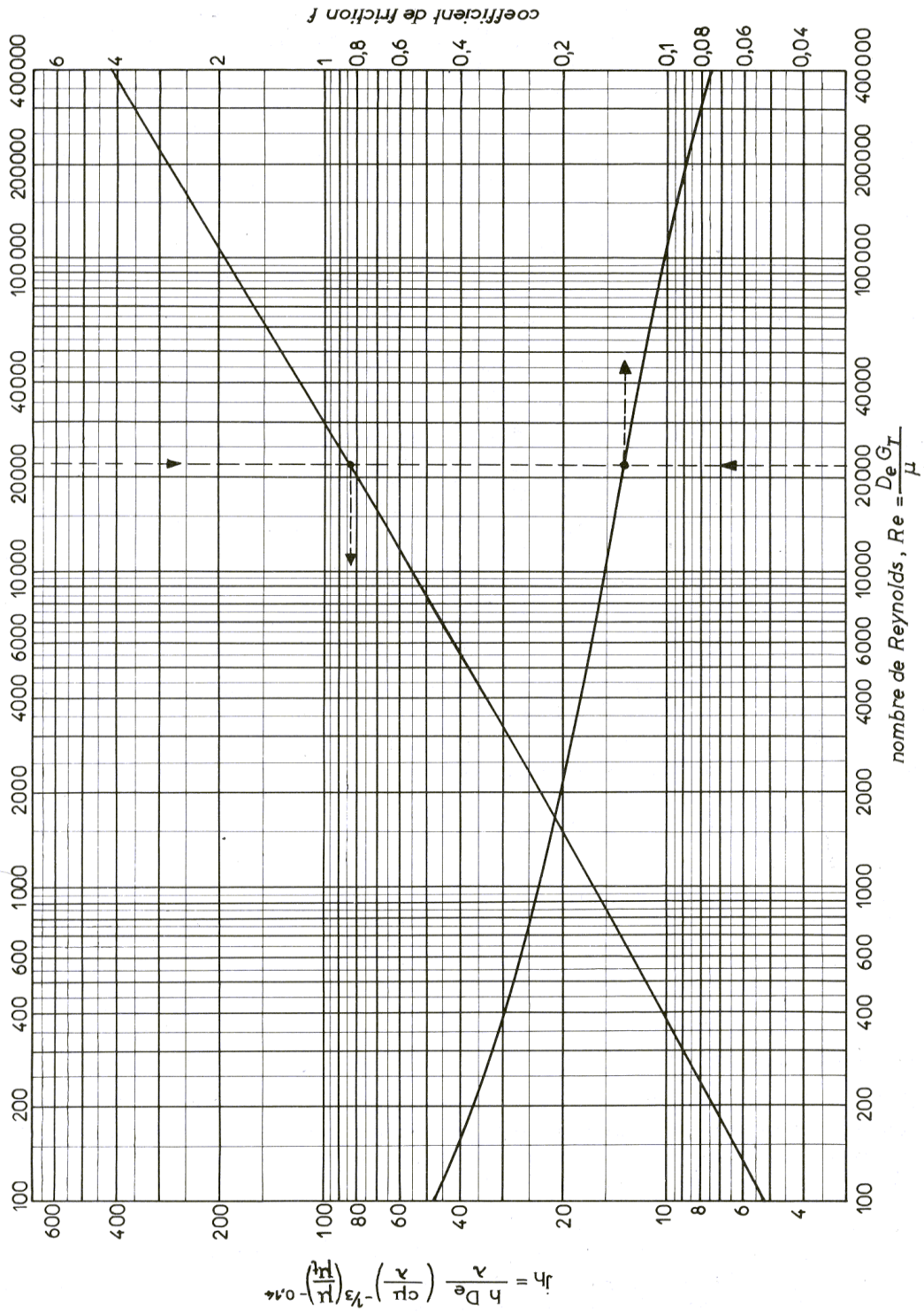
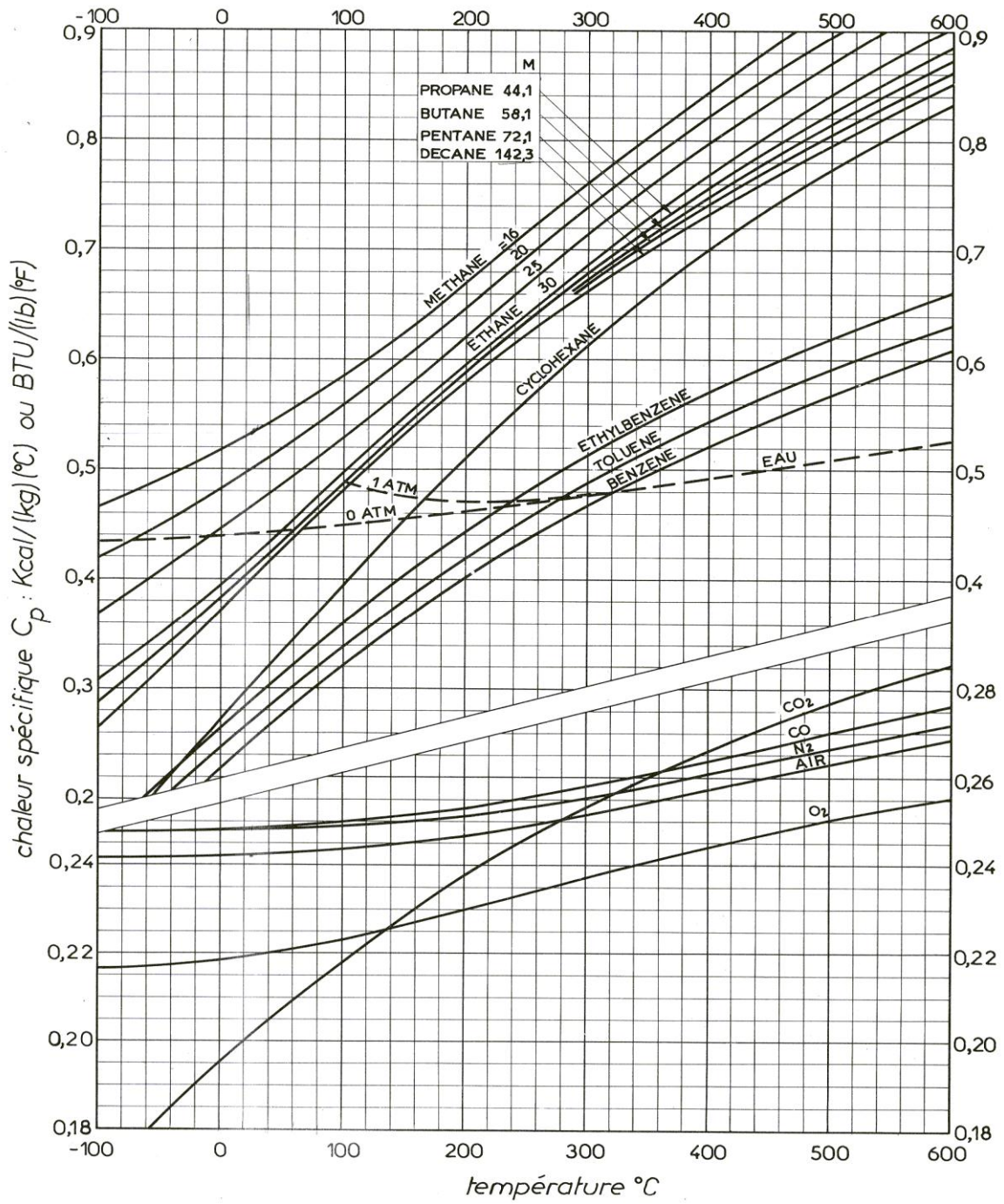


Fig. V.1.26. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

# ANNEXE -J-



# ANNEXE -H-

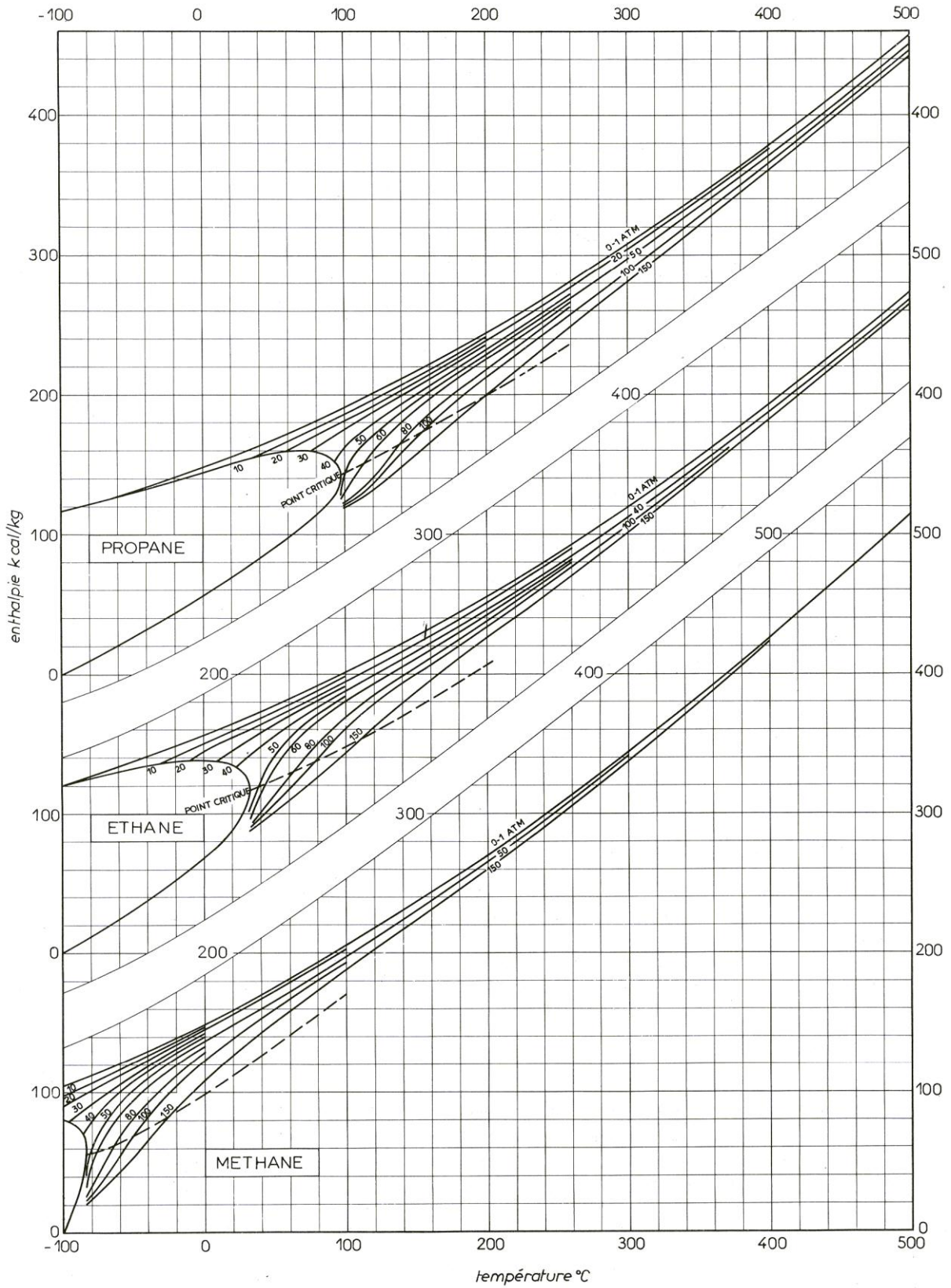
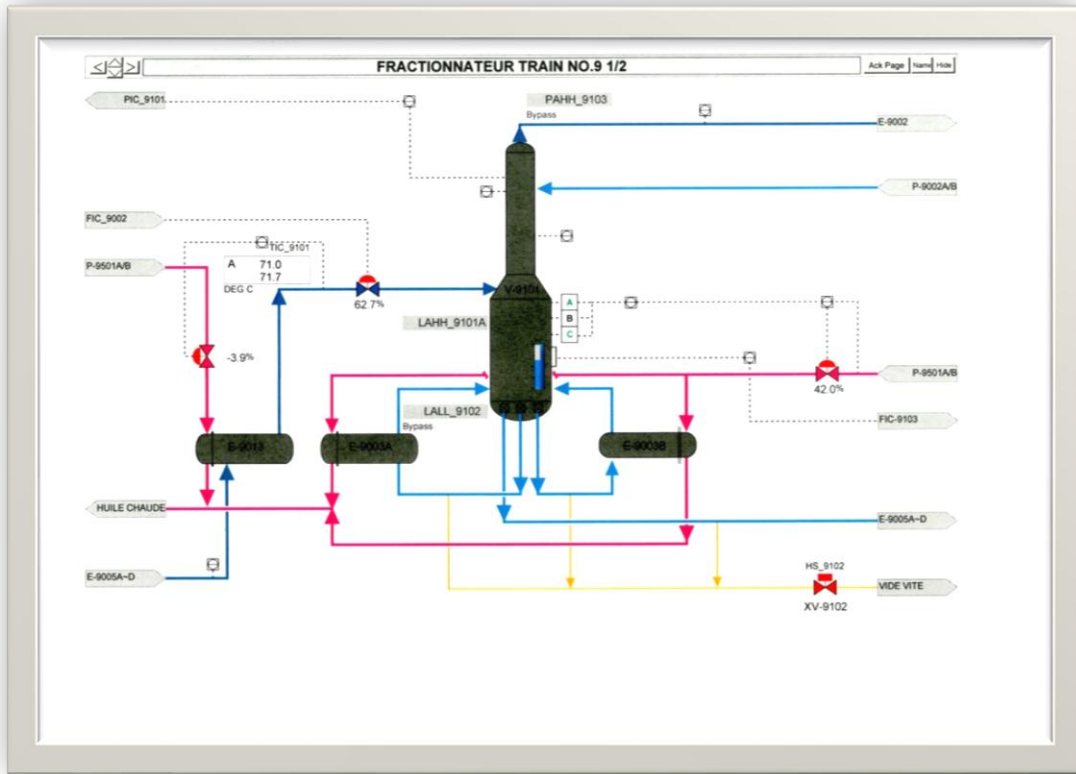


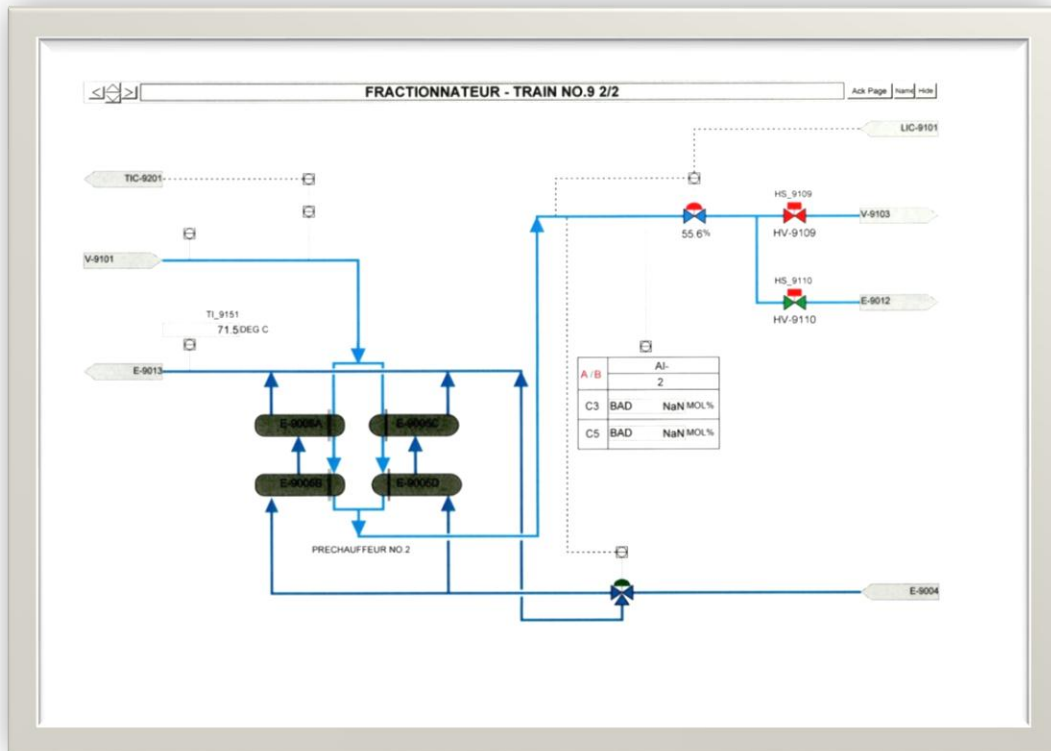
Fig. I.57. — Enthalpie du méthane, de l'éthane et du propane  
(pour les gaz en solution au-dessus de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets).



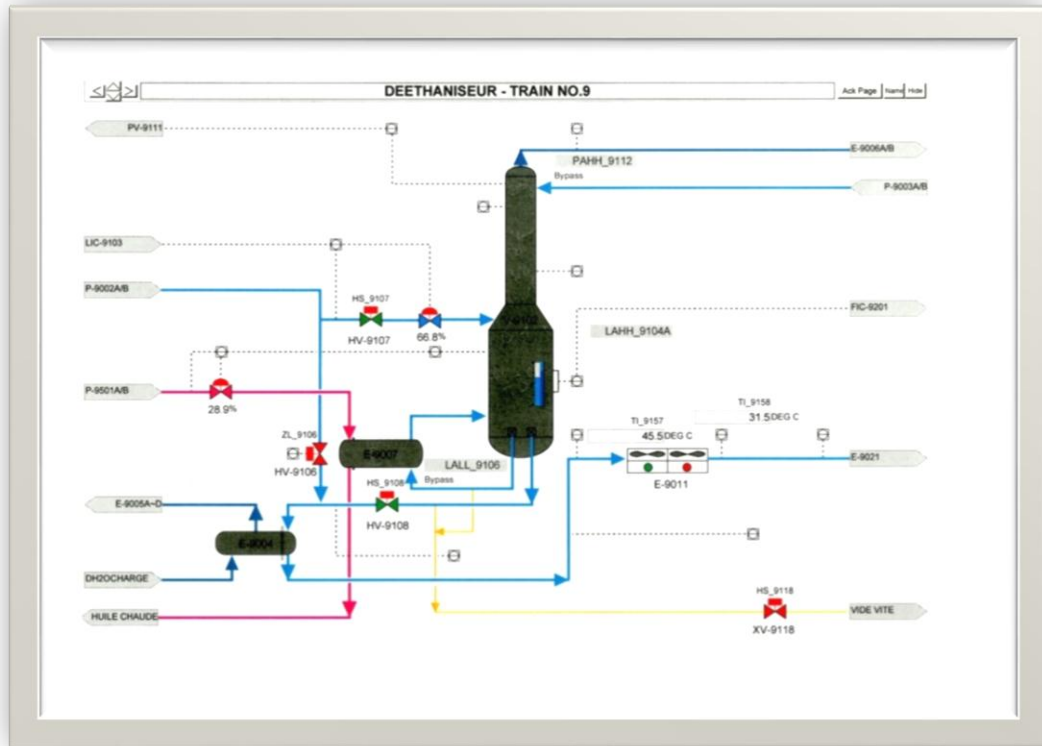
## ANNEXE –K– {Fractionnateur Train N°09}



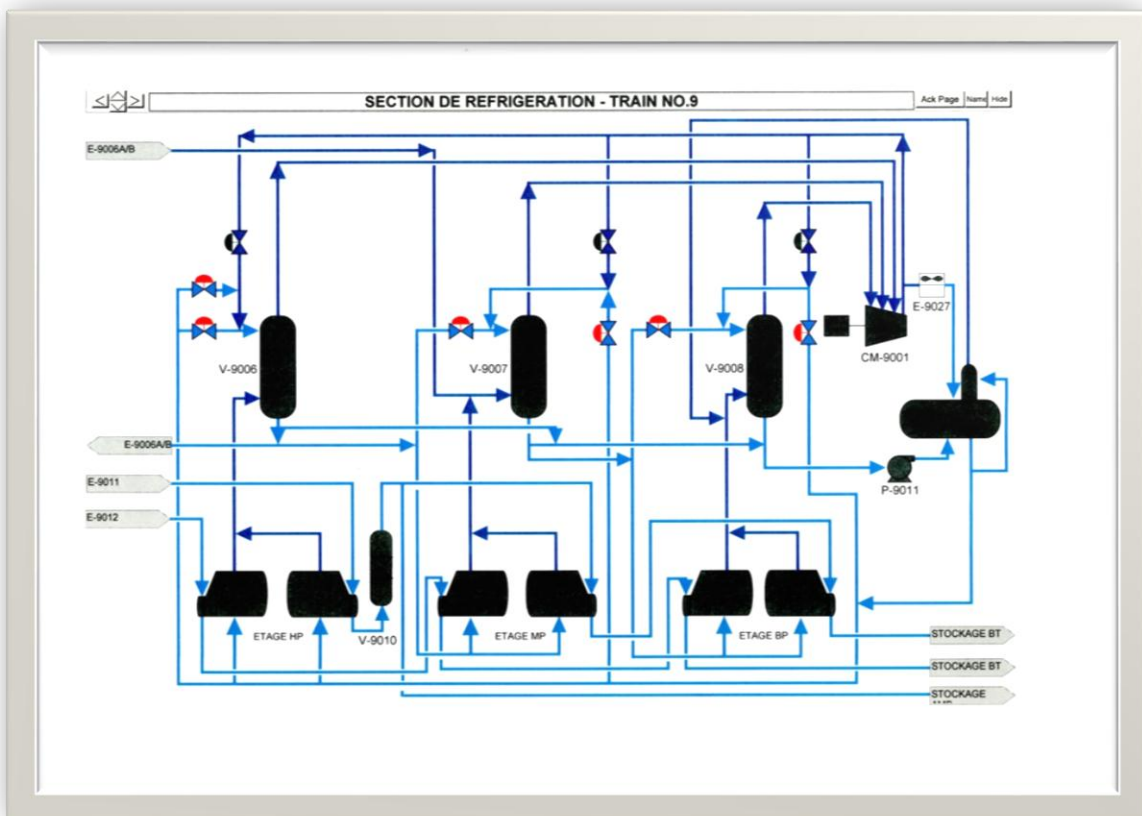
## ANNEXE –L– {Batterie d'échangeur E9005}



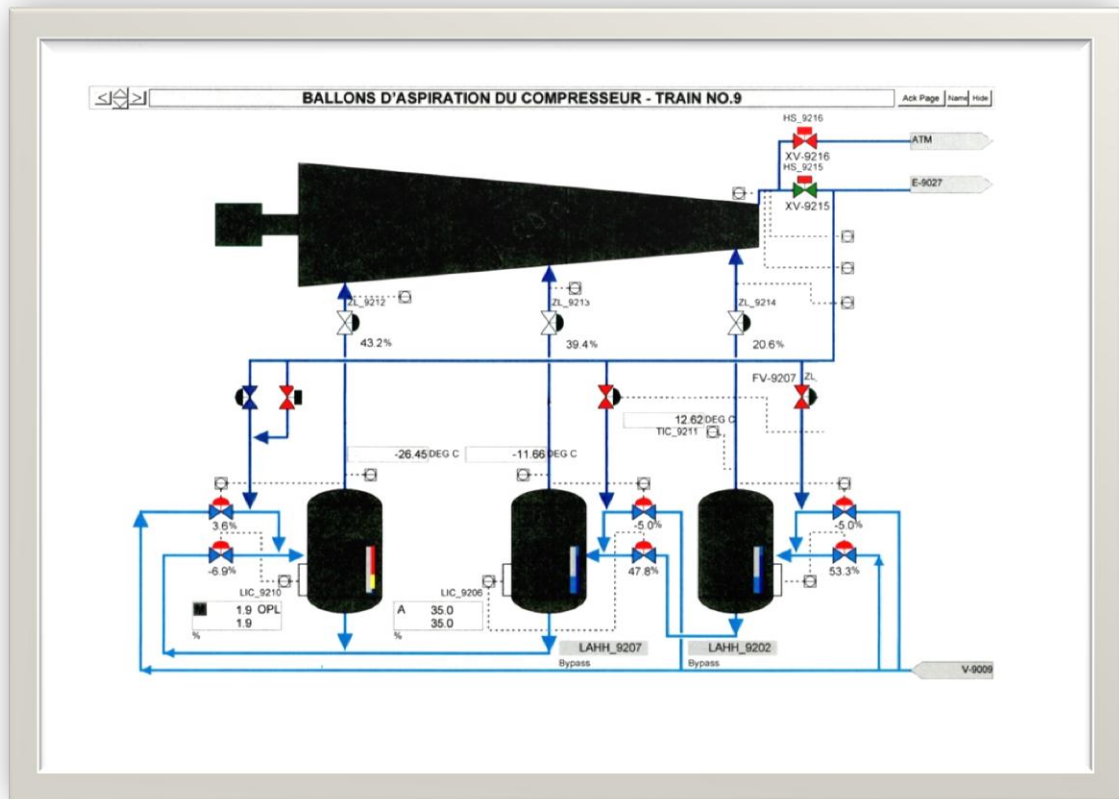
### ANNEXE –M– {De-éthaniseur train N°09}



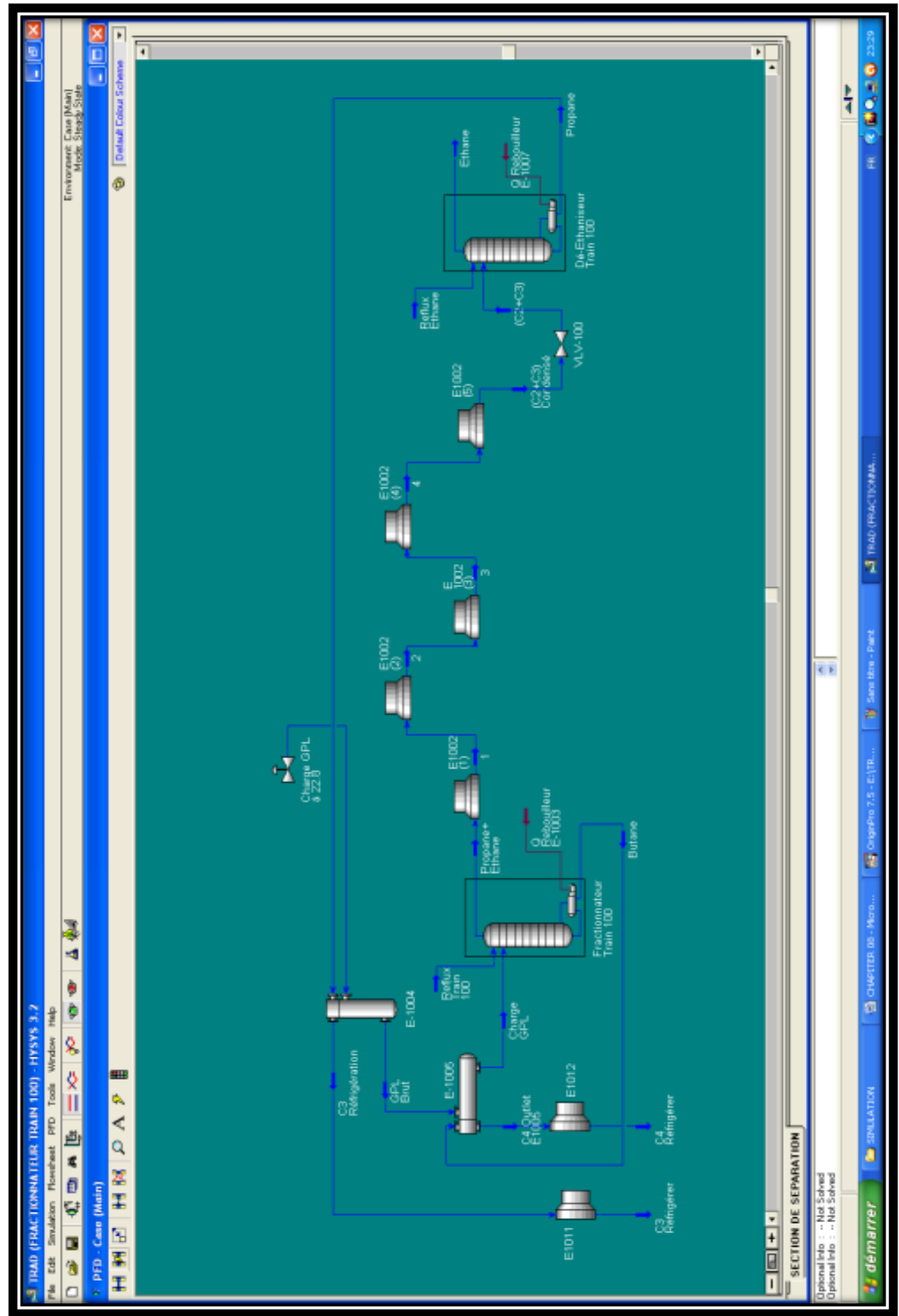
### ANNEXE –N– {Section de réfrigération Train N°09}



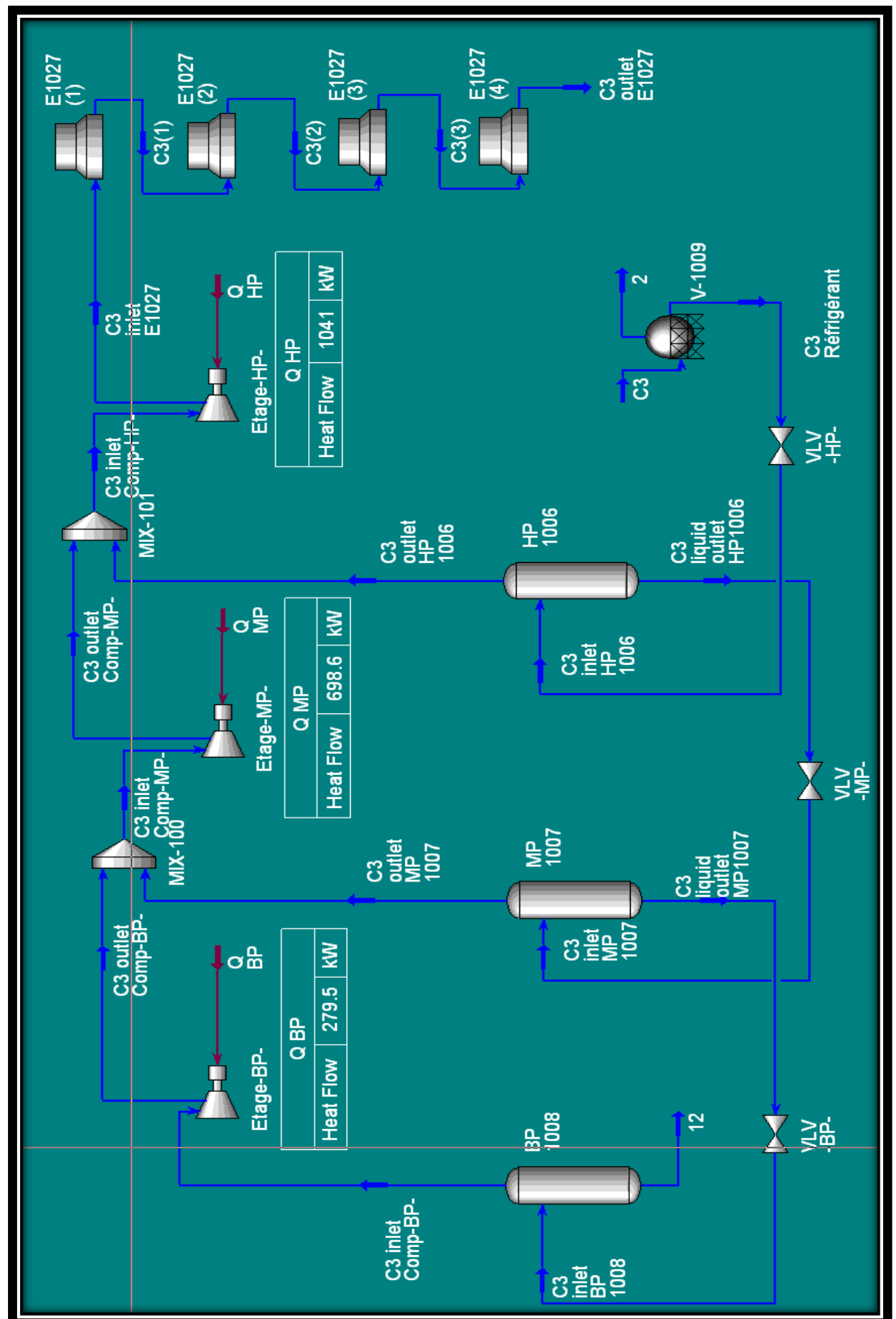
# ANNEXE -O- {Compresseur à trois étages}



# ANNEXE –P– {Simulation de la section de séparation}



**ANNEXE –Q– {Présentation de la section de réfrigération avec un taux de charge de 100% Actuel par HYSYS 3.2.}**



# ANNEXE –R– {Présentation de la section de réfrigération avec un taux de charge de 140% par le HYSYS 3.2.}

