



Faculty of Sciences and Technology
Department of Process Engineering
Ref :...../U.M/F.S.T/2026

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم :..... / ج م / ك.ع.ت // 2026

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **INDUSTRIES PÉTROCHIMIQUES**

Option: **GÉNIE PÉTROCHIMIQUE**

THÈME

***ETUDE ET OPTIMISATION DU RENDEMENT DU FOUR AU
NIVEAU DE COMPLEXE GP1/Z***

Présenté par

1- HASSAINE DAOUADJI Ahmed el amine

Soutenu le 21/06/ 2026 devant le jury composé de :

Président :	GEURMOUD Nor Eddine	MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	MEZOUAGH Amina	MCA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	MOHAMED SEGHIR Zahira	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Remerciements

En premier lieu, je tiens à remercier **Dieu le Tout-Puissant** de m'avoir accordé le courage, la patience et la bonne santé nécessaires pour mener ce projet à terme.

J'adresse mes plus sincères remerciements à **Madame MOHAMED SEGHIR zahira**, Professeur à l'Université de Mostaganem, d'avoir accepté d'encadrer ce travail. Je la remercie chaleureusement pour sa gentillesse, ses précieux conseils, ses encouragements constants et ses remarques constructives qui ont grandement contribué à l'aboutissement de ce projet.

Mes vifs remerciements vont également à **Monsieur GUERMOUD Nouredine**, Maître de conférences A à l'Université de Mostaganem, d'avoir accepté de présider le jury. C'est pour moi un grand honneur.

Je tiens enfin à exprimer toute ma reconnaissance à **Madame MEZOUAGH Amina**, Maître de conférences A à l'Université de Mostaganem, d'avoir accepté d'examiner ce travail ainsi que pour sa disponibilité. C'est également pour moi un grand honneur.

Dédicace

Avec un cœur rempli de gratitude, je dédie ce modeste travail :

À mes très chers parents, source inépuisable de tendresse, de patience et d'amour. Vous qui avez cru en moi dans les moments de doute, qui avez veillé sur mes nuits d'étude et porté mes rêves comme les vôtres. Aucun mot ne saurait exprimer à sa juste valeur le respect, l'amour et la reconnaissance que je vous porte. Que Dieu vous garde et vous accorde santé et longue vie.

À mes sœurs, mes plus fidèles soutiens, pour leur tendresse, leur complicité et leurs encouragements qui m'ont donné la force d'avancer.

À toute ma famille, petits et grands, pour leur affection sincère et leur présence chaleureuse à chaque étape de mon parcours.

À mes amis, pour les rires partagés, les moments difficiles surmontés ensemble, et cette amitié précieuse qui a illuminé mon chemin.

À tous mes enseignants, qui ont semé en moi le savoir avec patience et dévouement.

À toute personne qui, par un mot, un geste ou une pensée, m'a soutenu durant ce long et beau parcours.

Je vous dédie ce travail, avec toute ma reconnaissance et mon affection.

Résumé :

Ce mémoire porte sur l'étude du rendement thermique du four industriel GP1Z dans le cadre d'une démarche d'optimisation énergétique. Un bilan thermique de four a été établi, révélant que les fumées de combustion constituent la principale source de pertes énergétiques. Face à ce constat, une solution de récupération de la chaleur des fumées a été proposée et évaluée. Les résultats obtenus montrent une réduction de la consommation en gaz naturel de 159 kg/h par train, soit un gain annuel de 1 392 840 kg/an par train. Étendu à l'ensemble des 9 trains de l'installation, ce gain représente près de 281 millions de Nm³/an, correspondant à une économie financière estimée à plus de 344 millions de dinars algériens par an. Cette étude démontre la rentabilité et la pertinence de la solution proposée dans une perspective d'efficacité énergétique industrielle durable.

Mots clés : four, gaz de pétrole, HYSIS, combustion

Abstract :

This thesis focuses on the study of the thermal efficiency of the GP1Z industrial furnace as part of an energy optimization approach. A heat balance of furnace was established, revealing that combustion flue gases represent the main source of energy losses. Based on this finding, a flue gas heat recovery solution was proposed and evaluated. The results obtained show a reduction in natural gas consumption of 159 kg/h per train, representing an annual saving of 1,392,840 kg/year per train. Extended to all 9 trains of the installation, this saving amounts to nearly 281 million Nm³/year, corresponding to an estimated financial economy of over 344 million Algerian dinars per year. This study demonstrates the profitability and relevance of the proposed solution in a sustainable industrial energy efficiency perspective.

Keywords: furnace, petroleum gas, HYSIS, combustion

ملخص :

في إطار مسعى لترشيد استهلاك الطاقة. وقد تم GP1Z تناول هذه المذكرة دراسة المردود الحراري للفرن الصناعي إعداد ميزانية حرارية للفرن، كشفت أن غازات الاحتراق تمثل المصدر الرئيسي لفقدان الطاقة. بناءً على هذه النتائج، اقترح حل لاسترجاع حرارة غازات الاحتراق وتقييم جدواه. وأظهرت النتائج المتحصل عليها انخفاضاً في استهلاك الغاز الطبيعي بمقدار 159 كغ/س لكل قطار، أي ما يعادل وفراً سنوياً قدره 1,392,840 كغ/سنة لقطار واحد. وبالتعميم على مجموع 9 قطارات للمنشأة، يبلغ هذا الوفّر قرابة 281 مليون نم³/سنة، وهو ما يُقابل توفيراً مالياً يتجاوز 344 مليون دينار جزائري سنوياً. تُثبت هذه الدراسة جدوى الحل المقترح ومردوديته في إطار كفاءة طاقة صناعية مستدامة الكلمات المفتاحية الفرن، غاز البترول، الاحتراق، هيسيس

Sommaire

Liste des figures

Liste des tableaux

Liste d'abréviation

INTRODUCTION :	1
I. Chapitre	3
I.1. Introduction	3
I.2. Présentation du complexe GP1/Z	3
I.3. Situation géographique :	3
I.4. Historique :	3
I.5. Les principales installations :	4
I.6. Les trois zones principales	5
I.6.1. Zone de procès	5
I.6.2. Zone des utilités	5
I.6.3. Zone de stockage :	6
I.7. Installation de contrôle et de sécurité :	6
I.8. Organisation générale :	7
I.9. Prétraitement de la charge	7
I.9.1. Section demercuresation :	8
I.9.2. Section de stockage d'alimentation :	8
I.10. Traitement du GPL brut	9
I.10.1. Section de déshydratation :	9
I.10.2. Section de séparation :	9
I.10.3. Section de réfrigération	10
I.10.4. Section huile chaude	11
I.10.5. Section de stockage de produit finis	12
I.10.6. Section de récupération des gaz évaporés BOG (Boil of Gas)	13
I.10.7. Section de chargement de produit finis	13
II. Chapitre2	15
II.1. Introduction :	15
II.2. Description des fours industriels :	15
II.2.1. Définition	15
II.2.2. Classification suivant la manutention des produits traités	16

II.3.	Rôle des fours dans l'industrie pétrolière.....	16
II.3.1.	Les fours de réchauffage sans changement de phase	16
II.3.2.	Les fours de réchauffage de liquide avec vaporisation partielle	17
II.4.	Constitution des fours.....	17
II.4.1.	Zone de radiation.....	17
II.4.2.	Zone de convection	17
II.5.	Principaux types des fours.....	18
II.5.1.	Fours cylindriques verticaux	18
II.5.2.	Les fours dits (boîtes) à tubes verticaux	19
II.5.3.	Fours cabines.....	19
II.5.4.	Les fours à chauffage par murs radiants.....	20
II.6.	Choix d'un four	20
II.6.1.	La construction	20
II.6.2.	L'encombrement	20
II.6.3.	L'investissement.....	20
II.6.4.	La conduite	21
II.6.5.	Le raccordement	21
II.6.6.	L'imposition	21
II.7.	Prix d'un four	21
II.8.	Four de réchauffage :(02 H-N501).....	21
II.9.	Les échangeurs de chaleur :	22
II.9.1.	Définition :	22
II.9.2.	Type des échangeurs :	22
III.	CHAPITRE III :	25
III.1.	Introduction :	25
III.2.	Calcul du rendement des four (train 100) :	25
III.2.1.	Calcul du pouvoir calorifique inférieur du gaz combustible (LHV) :	26
III.2.2.	Calcul de LHV' :	26
III.2.3.	Calcul du débit massique du combustible :	27
III.2.4.	Calcul de la chaleur sensible spécifique (Hf') :	27
III.2.5.	Calcul du débit volumique d'air entant dans le four :	29
III.2.6.	Calcul de la chaleur sensible des gaz brûlés ($Q_{brûlés}$) :	32
III.3.	Calcul du rendement de four pour le train 800 :	34

III.4.	Conclusion :.....	35
IV.	CHAPITRE IV:.....	37
IV.1.	Introduction :.....	37
IV.2.	Etapes de la simulation :.....	38
IV.3.	Schéma général du simulateur HYSYS :	46
IV.4.	Simulation par Aspen EDR	46
IV.4.1.	Etapes de la simulation par EDR.....	47
IV.4.2.	Résultats obtenus par le modèle de simulation	49
IV.5.	Etude économique	50
IV.6.	Résultats et discussion.....	50
IV.7.	Conclusion :.....	50
V.	Conclusion :.....	53

Liste des figures

Figure I-1 La situation géographique de complexe GP1/Z .	3
Figure I-2 Les trains de traitement du GPL1/Z.	4
Figure I-3 Représentation de la section stockage de la charge.	8
Figure-I-4 Shéma section déshydratation de la charge	9
Figure-I-5 Schéma de section de séparation.....	10
Figure-I-6 Schéma de section de réfrigération.	11
Figure-I-7 Schéma section huile chaude	12
Figure II-1 Schéma d'un four classique.....	18
Figure II-2 Four cylindrique vertical.....	19
Figure II-3 Four cabines	20
Figure II-4 Représentation du four (02 H-N501).	22
Figure IV-1 Worksheet fh-100	42
Figure IV-2 Worksheet échangeur à plaque.....	44
Figure IV-3 Schéma général du simulateur HYSYS	46

Liste des tableaux

Tableau III-1: Calcul de PCI de gaz combustible	26
Tableau III-2 Calcul de la masse volumique :.....	27
Tableau III-3 Calcul du débit massique	27
Tableau III-4 Chaleur sensible HF'	28
Tableau III-5 calcul du débit d'air	30
Tableau III-6 Calcul du Débit des fumées.....	33
Tableau III-7 Calcul des fractions massiques	33
Tableau III-8 Résultats de calcul pour le train 800	34

Liste des abréviations.

Cp	Capacité calorifique
GP1/Z	Complexe de séparation du gaz pétrolier liquéfié (Béthioua).
GL3/Z	Complexe de séparation du gaz naturel liquéfié
GPL	Gaz de pétrole liquéfié.
GNL	Gaz naturel liquéfié
HSE	Health Security Environment (Santé Sécurité et Environnement)
GN	Gaz Naturel
MCR	Multi composant réfrigérant
EDR	Exchanger desing and rating
HSE-MS	HSE Management System
MP	Moyenne Pression
HP	Haute Pression
BP	Basse Pression
BOG	Boil Of Gas
PCI	Pouvoir calorifique inférieur
Nm³	Normo mètre cube
HP	Haute pression
DZD	Dinar algérien
ppm	Partie Par million

Introduction

INTRODUCTION :

Le gaz naturel est à la fois une énergie fossile dont les ressources sont importantes et un carburant pour le transport et les applications industrielles. Quel que soit son champ d'application, cette ressource présente des avantages spécifiques qui en font une alternative stratégique. Notons, que la production mondiale du gaz naturel a été estimée en 2024 à 11,3 milliards de m³/jour.

Dans un contexte mondial marqué par la raréfaction des ressources énergétiques et la nécessité croissante de réduire les émissions de gaz à effet de serre, l'optimisation de la consommation d'énergie dans les procédés industriels est devenue un enjeu majeur pour les ingénieurs en génie des procédés. Les fours industriels, en tant qu'équipements fortement énergivores, occupent une place centrale dans cette problématique. Qu'ils soient utilisés pour le traitement thermique des matériaux, la calcination, la fusion, ces appareils constituent l'un des postes de consommation énergétique les plus importants dans l'industrie de transformation.

Le rendement thermique d'un four industriel est un indicateur fondamental qui traduit la capacité de l'équipement à convertir l'énergie fournie en énergie utile pour le procédé. Un faible rendement signifie des pertes thermiques importantes — par les parois, les fumées — qui représentent non seulement un surcoût économique considérable, mais aussi un impact environnemental négatif. L'étude et l'amélioration de ce rendement s'inscrivent donc directement dans une démarche d'efficacité énergétique et de compétitivité industrielle

Le présent mémoire a pour objectif l'étude du rendement thermique du four industriel GP1Z dans le cadre d'une démarche d'optimisation énergétique en s'appuyant sur des simulations rigoureuses à l'aide des logiciels Aspen HYSYS et Aspen EDR. Un bilan thermique complet de l'installation a été établi, révélant que les fumées de combustion constituent la principale source de pertes énergétiques. Face à ce constat, une solution de récupération de la chaleur des fumées a été proposée et évaluée.

Le document est structuré en trois chapitres :

- Le premier présente le complexe industriel GP1/Z
- Le second décrit les fours industriels et leur fonctionnement ainsi que les échangeurs de chaleur.
- Le troisième est dédié à l'étude du rendement du four et la simulation par le logiciel HYSIS.

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

People's Democratic Republic of Algeria

Ministry of Higher Education And Scientific Research
University Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem



وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
بجامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم

Department of Process Engineering

Ref :...../U.M/F.S.T/2026

قسم هندسة الطرائق

رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2026

Chapitre I

I. Chapitre

I.1. Introduction

L'Algérie est une force majeure dans la production et l'exportation du gaz pétrolier liquéfié dans le continent africain, avec une production de 10 millions tonnes par an, ce dernier est largement utilisé au niveau national comme un carburant automobile (GPL/C) aussi gaz de bouteille (BUTANE) et utilisation industrielle.

Il existe plusieurs complexes de liquéfaction de gaz pétrolier en Algérie parmi eux GP1/Z ce complexe filial e de sontrach aussi appelé (jumbo GPL),faits parties de l'ensemble industrielle d'Arzew.

I.2. Présentation du complexe GP1/Z

Le complexe gp1/z fait parités du complexe de liquéfaction appartenant a l'activité aval il dépend du pole LQS DE l'activité LRP. Ce complexe a été conçu a la fin de l'année soixante dix. la séparation de GPL en propane et butane et après la liquéfaction Facilite la commercialisation par minimiser le volume transporter par voie maritime.

I.3. Situation géographique :

Le complexe GP1/Z est situé dans la zone industrielle d'ARZEW, entre la centrale Thermique (MERS EL HADJAJ) à l'EST et le complexe GL3/Z à l'OUEST, entre la mer Méditerranée et la route nationale N°11, il est conçu dans le but de traiter le mélange brut de GPL, c'est l'un des six complexes de liquéfactions appartenant à l'activité aval de L'entreprise national Sonatrach.

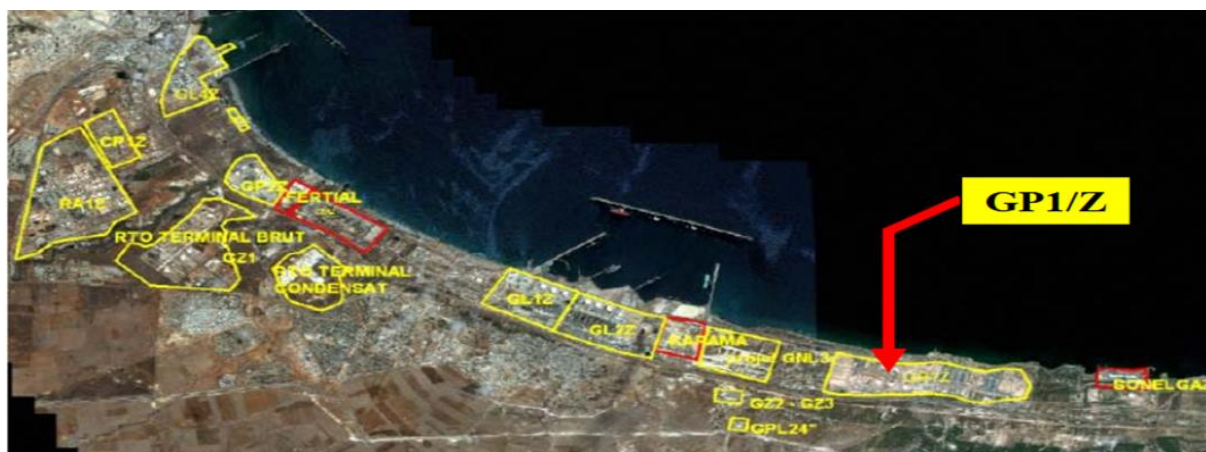


Figure I-1 La situation géographique de complexe GP1/Z .

I.4. Historique :

Le complexe GP1/Z fait partie des six complexes de liquéfaction appartenant à l'activité (AVAL) de l'entreprise national SONATRACH. Il est situé entre la centrale thermoélectrique de Marsa 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 02 septembre 1984, la deuxième phase le 20 novembre 1998 et la troisième phase le 24 Février 2010. En 1983 le complexe disposait de quatre trains de traitement GPL qui lui permettait de produire 4,8 millions de tonnes par an et suite à une acquisition de deux trains supplémentaires (extension du complexe en 1998) cette production a augmenté pour atteindre 7,2 millions de tonnes par 5 ans. Après le démarrage de la troisième phase, la production est estimée à 10,8 millions de tonnes par an [1].

I.5. Les principales installations :

- 9 trains de traitement du GPL.



Figure I-2 Les trains de traitement du GPL1/Z.

- 22 sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000m³ chacune.
- 9 trains de traitement du GPL.
- 2 unités de reliqufaction des boil-off.
- 1 station électrique alimentée par SONALGAZ.
- 4 générateurs de secours pour assurer l'électricité en cas de coupure de courant.
- 4 bacs de stockage de propane à basse température
- . 4 bacs de stockage de butane à basse température.
- 4 sphères de stockage de produit ambiant (propane, butane).
- 1 sphère de stockage de pentane.
- 5 salles de contrôle. ▪ Une station de pomperie eau de mer pour le réseau eau incendie.
- 2 quais de chargement (jetées D1 et M6).
- 1 rampe pour chargement camions
- . Système de télésurveillance.
- Bâtiment administratif.

- Laboratoire d'analyses et de contrôle.
- Atelier de maintenance.
- Magasin approvisionnement.

I.6. Les trois zones principales

I.6.1. Zone de procès

Elle comprend neuf trains de production (phase 1.2.3) chaque train comprend les sections suivantes :

- Une section de déshydrations.
- Une section de séparation(fractionatuer).
- Une section de réfrigération
- Une section huile chaude

I.6.2. Zone des utilités

La zone des utilités est une étendue de terrain du GPZ contenant tout le matériel nécessaire au bon fonctionnement du complexe. Elle est divisée en sections :

I.6.2.1. Section Azote (N₂)

L'azote est chargé par des camions à partir des autres sociétés telles que COGIZ à l'état liquide, il est transformé en vapeur et transporté vers les installations pour travaux divers tel que chasser les gaz pour éviter le déclenchement d'étincelles.

I.6.2.2. Section gasoil.

Le gasoil est chargé par des camions dans un ballon de 81.5 m³. Il est utilisé dans les générateurs de sécurité, les turbines à gaz, les moteurs diesels, ...

I.6.2.3. Section méthanol

Le méthanol est chargé par des camions dans un ballon de 22.5 m³, il est utilisé dans le dégivrage des conduites surtout pendant l'hiver.

I.6.2.4. d- Section GN

Le GN est vendu au GPL/Z par RTO, il arrive à pression de 50 bars et à la température ambiante est stocké dans un ballon tampon où il sera prêt à être utilisé dans différents domaines tels que déshydratation, chaudière, four, cuisine, turbine à gaz, compresseur.

I.6.2.5. e- Section eau de refroidissement:

On trouve dans cette section 03 pompes, un réservoir et des aéro-réfrigérants. L'eau de refroidissement vient essentiellement du bac eau distillée et est utilisée dans refroidissement des équipements tels que les compresseurs.

I.6.2.6. Chaudière :

Elle est composée de 02 ballons : un ballon inférieur rempli à 100% d'eau et un ballon supérieur rempli à 50% d'eau. On fait passer de l'eau dans les tubes de la chaudière pour produire la vapeur qui sera utilisé dans les installations telles que le réchauffage du GN, ou vers la torche pour réduire la fumée noire.

I.6.3. Zone de stockage :**I.6.3.1. Produit réfrigéré :**

Le propane et le butane sont stockées respectivement à -42 et -5 dans quatre bacs chacun d'une capacité de 70 000 m³.

Chargement de ces produit assuré par deux quais de chargement avec une capacité de 3000 à 5000 tonnes de GPL. Chaque est doté de bras de chargement. Un bras de retour vapeur un bras de sautage.

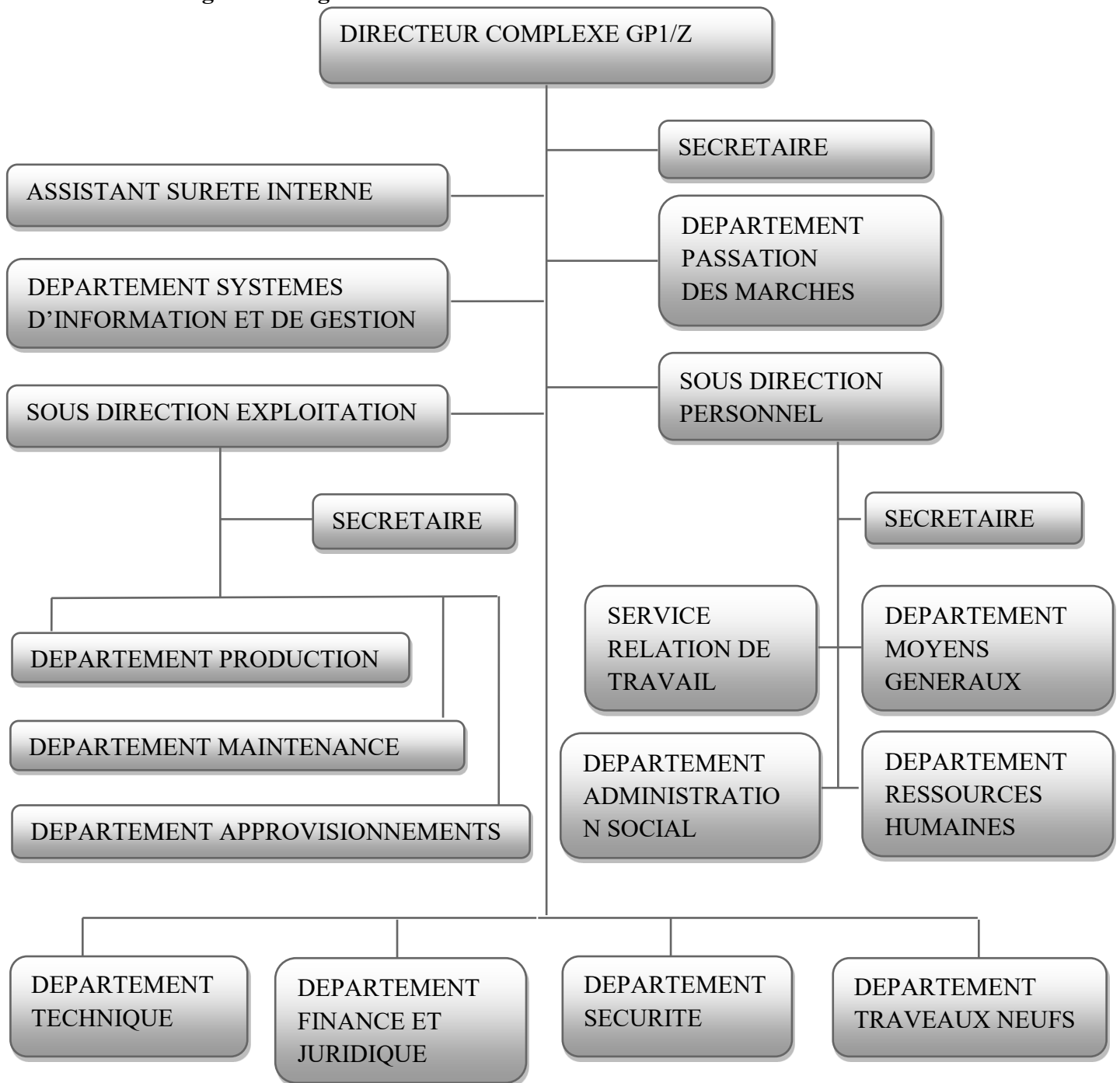
I.6.3.2. Produit ambiante :

Le propane et le butane sont stockés à température ambiante dans quatre sphères d'une capacité de 500 m³ et pour le pentane stocké à température ambiante dans une sphère d'une même capacité de stockage. Le chargement de ces produit s'effectue par camion.

I.7. Installation de contrôle et de sécurité :

Le complexe est doté de :

- Une salle de contrôle principale pour le contrôle des installations des installation de production (MCR)
- Une salle de contrôle locale pour le stockage (LCR)
- Une salle de contrôle locale pour les expédition par navires (JCR)
- Une salle contrôle locale pour les expédition par camion (CCR)
- Une salle de contrôle sécurité (SCR)

I.8. Organisation générale :**I.9. Prétraitement de la charge**

Les matières premières sont transportées depuis divers champs pétrolifères du sud vers le complexe GP1/Z via RTO via des contrôleurs de pression pour maintenir une pression stable, puis via six défusions à mercure pour réduire la teneur en mercure [3]. En générale, ce prétraitement se subdivise en deux sections :

I.9.1. Section demercuration :

La section démercurisation se compose de deux filtres GPL, deux coalesceurs et six démercuriseurs. Le filtres GPL, les coalesceurs et les démercuriseurs sont installés afin d'enlever les particules solides, l'eau libre et le mercure contenus dans la charge d'alimentation GPL avant les sphères de stockage de la charge d'alimentation [2].

I.9.2. Section de stockage d'alimentation :

Le GPL provenant de RTO représente l'alimentation principale des neuf trains du procédé qui fonctionnent en parallèle. Le GPL est stocké au niveau des 22 sphères d'une capacité unitaire de 1 000 mètres cubes. Ensuite, il est acheminé directement vers la zone de traitement par 09 trains au moyen des pompes, avec une pression de 30 KgF /cm² et une température ambiante.

[3]

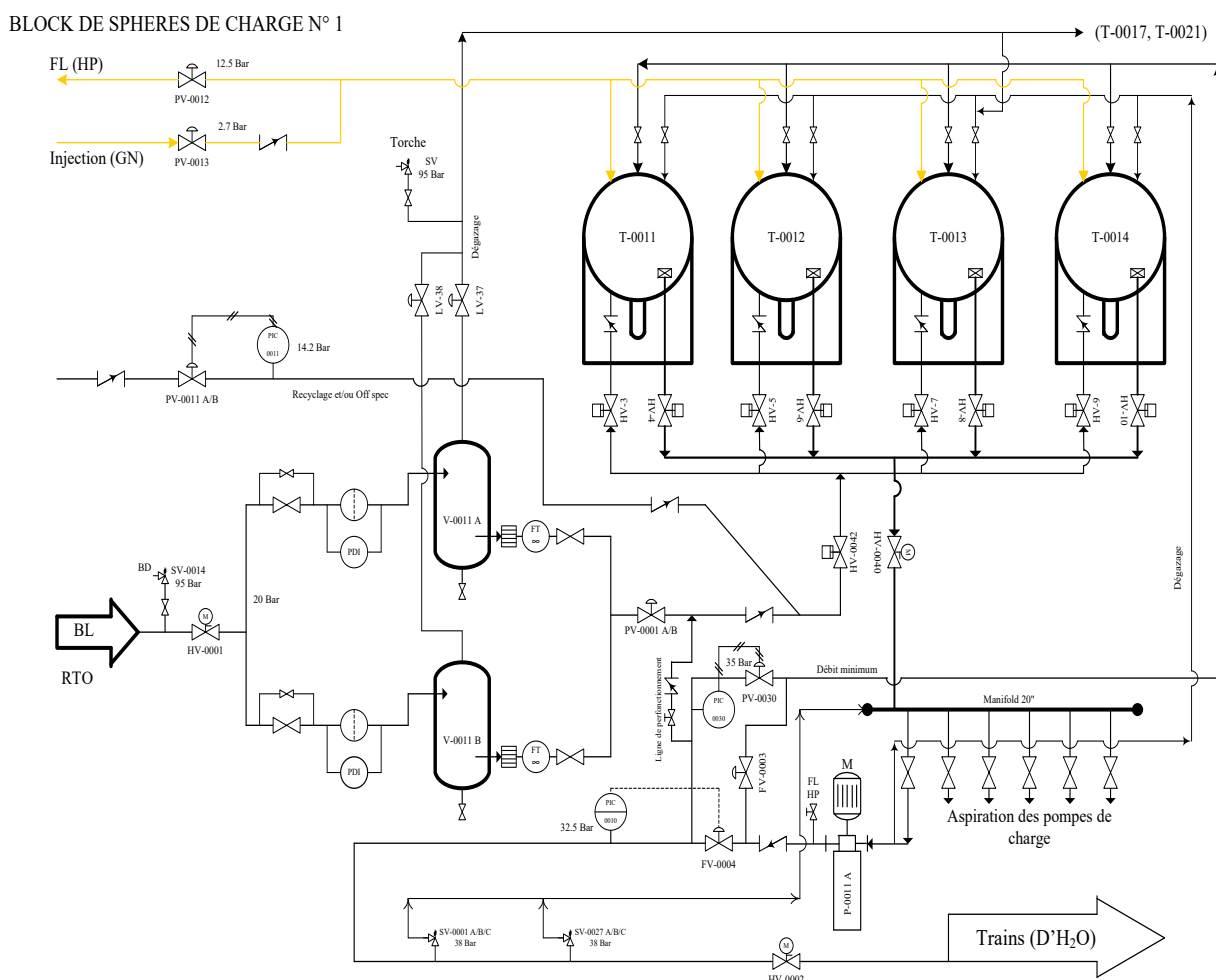


Figure I-3 Représentation de la section stockage de la charge.

I.10. Traitement du GPL brut

I.10.1. Section de déshydratation :

Le but de cette section est de réduire la teneur en eau de 100 ppm à 5 ppm dans les 03 déshydrateurs de charge en (PH I , PH III) et 02 déshydrateurs de charge en PH II et de 5 ppm à environ 1 ppm dans le déshydrateur de garde (dans la section réfrigération), pour but d'éviter la formation du givre aux niveaux des vannes à basses températures [1].

SECTION DEHYDRATATION DE CHARGE

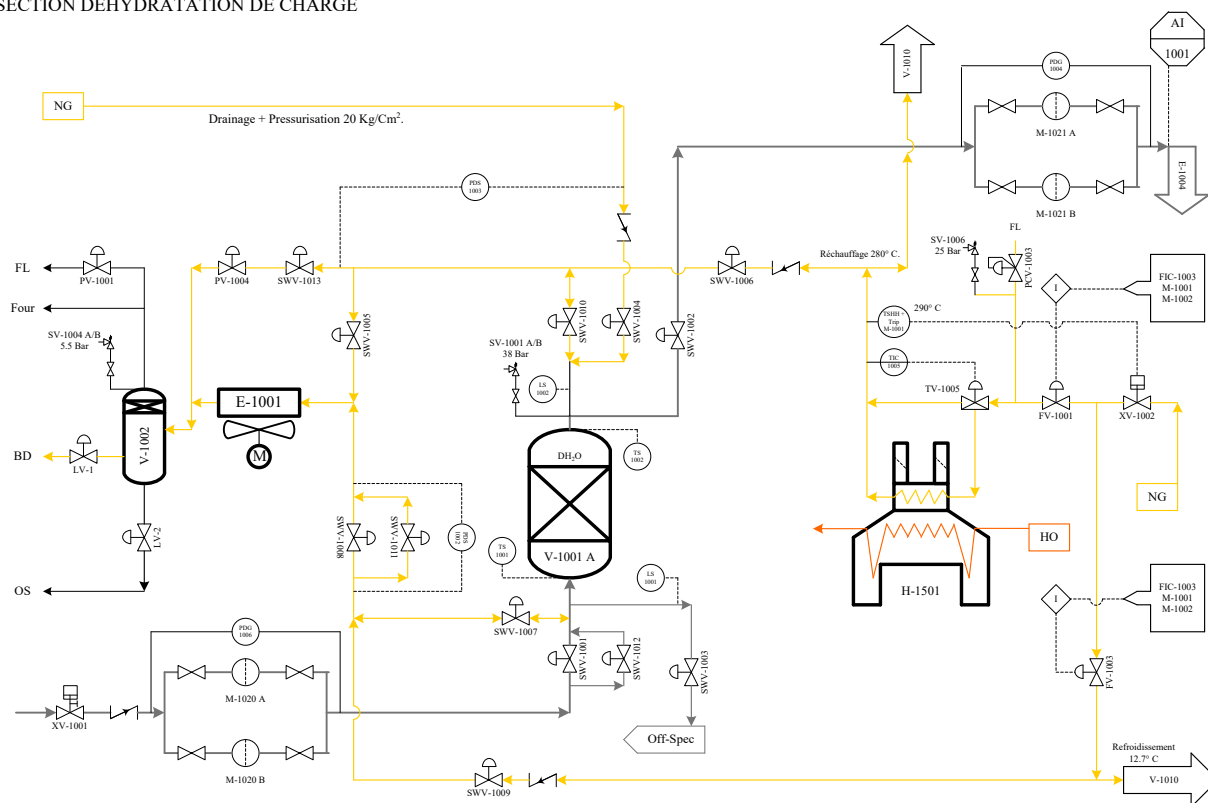


Figure-I-4 Shéma section dehydration de la charge

I.10.2. Section de séparation :

A la sortie de la section de déshydratation, le GPL doit être porté à une température de 71°C par l'intermédiaire de trois stades de préchauffeurs avant de pénétrer dans le fractionnateur, le liquide d'alimentation est séparé en un produit de tête (propane et éthane) et un produit de fond (butane et pentane).

Le produit de tête du fractionnateur est envoyé à l'aide d'une pompe vers le dééthaniseur afin de réduire sa teneur en éthane. Le gaz riche en éthane sortant de la partie supérieure du dééthaniseur est utilisé comme combustible du four. Le propane sortant de la partie inférieure du dééthaniseur est canalisé vers la section réfrigération.

Le produit de fond du fractionnateur est envoyé vers le débutaniseur commun à l'ensemble des trains, afin de réduire sa teneur en pentane. Le butane sortant de la tête de débutaniseur, est

envoyé à la section de réfrigération. Le pentane recueilli du fond du débutaniseur sera refroidi par aéroréfrigérant et envoyé vers le stockage ambiant. [2]

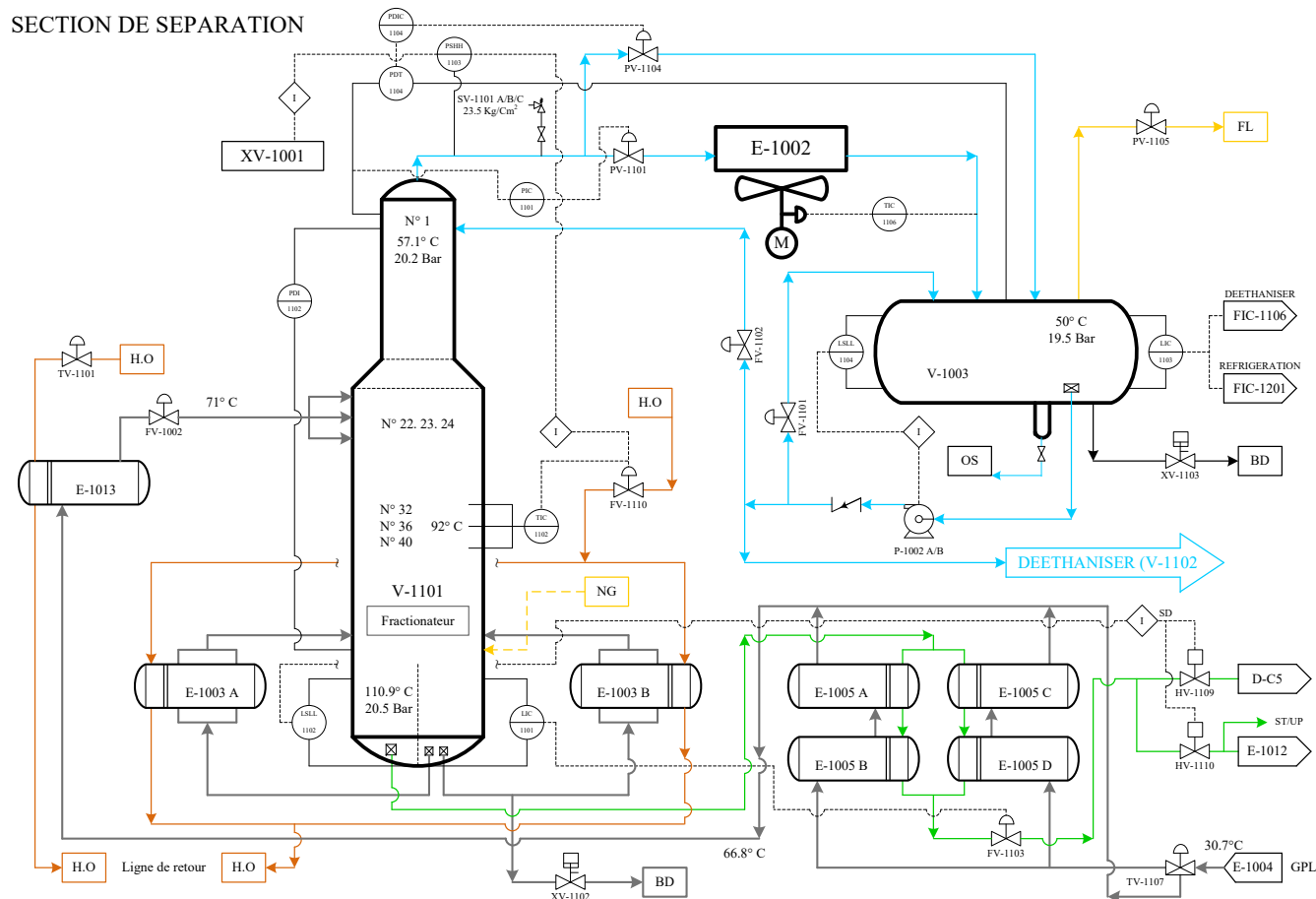


Figure-I-5 Schéma de section de séparation

I.10.3. Section de réfrigération

Le propane et le butane provenant de la section de séparation sont refroidis à des températures correspondantes à leur point de saturation liquide soit (- 40°C) pour le propane et (- 5°C) pour le butane. Ils sont ensuite canalisés vers les bacs de stockage à basse température. [4]

Le refroidissement se fait par l'intermédiaire de trois schillers pour le propane et trois schillers pour le butane suivant un cycle fermé formant une boucle de réfrigération au propane pur (agent réfrigérant) fonctionnant sous trois stades de pression distinctes HP, MP et BP.

Les vapeurs issues de l'évaporation du propane pur au niveau des trois stades de réfrigération sont collectées dans les trois ballons d'aspiration où elles sont aspirées par un compresseur centrifuge à trois étages entraîné par une turbine à gaz (PH I) ou un moteur électrique (PH II

et PH III) , pour être ensuite condensées dans les aérocondenseurs et accumulées dans le ballon accumulateur [2].

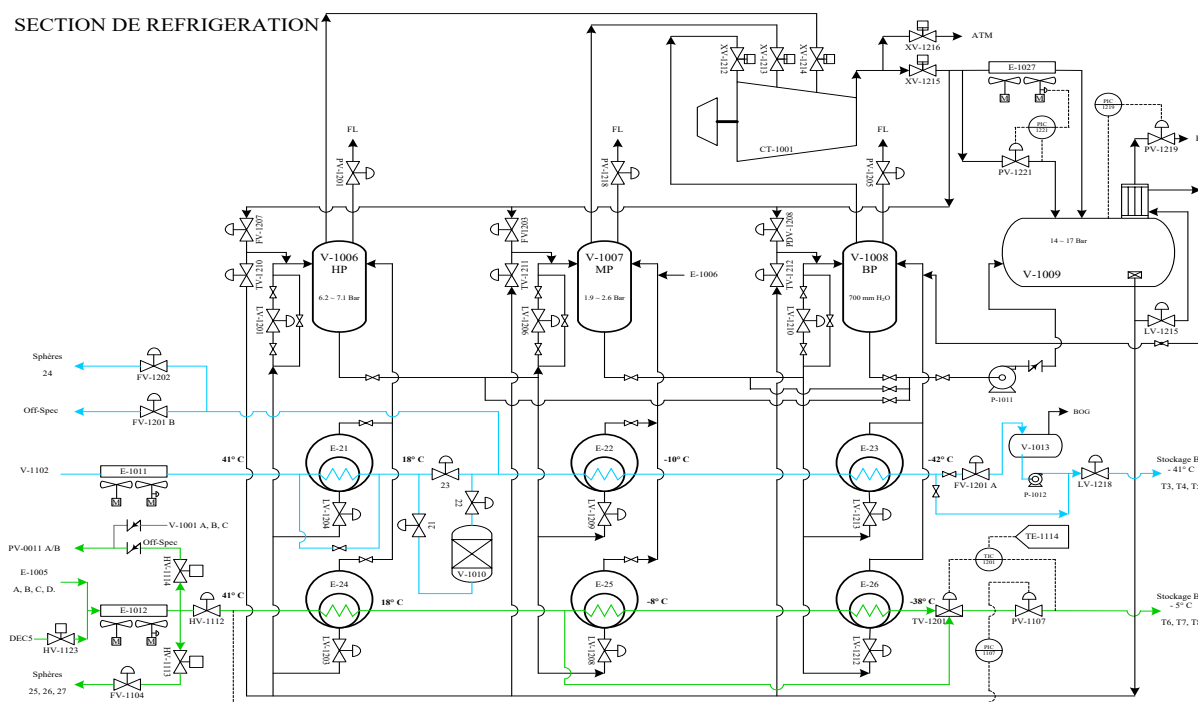


Figure-I-6 Schéma de section de réfrigération.

Figure : Schéma représentatif de la section de réfrigération.

I.10.4. Section huile chaude

La section du fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour les rebouilleurs des colonnes de fractionnement et pour le préchauffeur final de la charge GPL. Le fluide caloporteur circulant dans la boucle est l'huile TORADA TC 32, chauffé par le four. La température du fluide caloporteur à la sortie du four représente la température d'entrée pour chaque utilisation, est maintenue à 180°C.

Le four (H-N501) fournit également la chaleur nécessaire au gaz naturel pour la régénération des tamis moléculaire de la section déshydratation tout en chauffant ce dernier dans un petit serpentin par convection à une température constante de 280°C à un débit de 2000 m³ /h.

SECTION HUILE CHAUDE

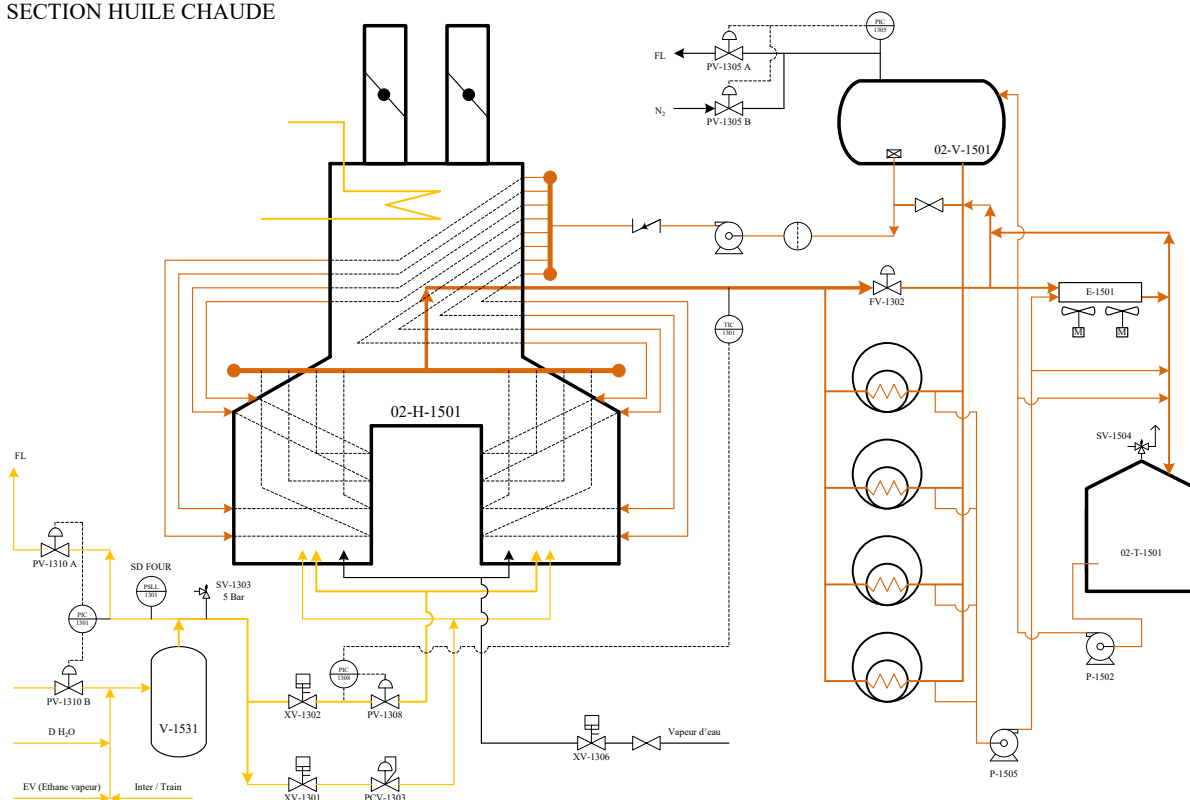


Figure-I-7 Schéma section huile chaude

I.10.5. Section de stockage de produit finis

Cette zone assure la manutention des produits commerciaux ; on distingue deux types de stockage.

I.10.5.1. Stockage à basse température

Elle contient huit bacs de stockage à basse température, quatre pour le propane et quatre autres pour le butane d'une capacité de stockage de 70000 m³ chacun. Les bacs sont en doubles parois qui permettent de maintenir les deux produits à une température de -40°C pour le propane (C3), et de -6°C pour le butane (C4). Ceux de la phase III sont en béton Armé à la place de la double paroi. Chaque bac est muni de système de sécurité des soupapes, des casses vides et des lignes de gaz naturel (GN) en cas de chute de pression à l'intérieur des bacs. De 5 pompes immergées dont 3 pour chargement navires, 1 pour la circulation froide du fluide tout au long de la ligne jusqu'à la jetée, 1 pompe inter parois pour vider le liquide présent entre les parois du bac.

I.10.5.2. Stockage à température ambiante

Prévu pour la commercialisation du gaz à l'échelle nationale. Le procédé du chargement des camions se fait à partir des 5 sphères ayant une capacité de 500 m³ chacune dans lesquelles sont stockés le propane et le butane à une température ambiante.

I.10.6. Section de récupération des gaz évaporés BOG (Boil of Gas)

Les gaz d'évaporation provenant des différentes capacités de l'usine (bacs de stockage et des jetées D1 et M6 pendant le chargement navires) sont récupérés, liquéfiés par pressurisation au moyen d'un compresseur, refroidis à travers d'une batterie d'échangeurs et renvoyés vers les bacs de stockage [3].

I.10.7. Section de chargement de produit finis**I.10.7.1. Section chargement navires**

C'est une section d'expédition de C3 et C4 pour le marché international, elle contient deux quais de chargement navires D1 et M6. Les opérateurs doivent suivre toutes les instructions du chef de quart sur :

- ✓ La quantité de chargement.
- ✓ Mesure de sécurité du navire.
- ✓ Début et fin de l'opération.
- ✓ Compte Rendus à sa hiérarchie
- ✓ La capacité des navires variant entre 4 000 et 45 000 tonnes de GPL.

I.10.7.2. Section chargement camions

C'est une section d'expédition de C3 et C4 pour le marché national, elle contient une salle de contrôle, deux balances électroniques et 06 rampes de chargement de camions dont 02 rampes pour C3 à température ambiante et une pression de 7 bars, 3 rampes pour C4 à température ambiante et 1 rampe pour C5 elle est isolée pour le moment.

Chapitre II

II. Chapitre2

II.1.Introduction :

Le présent chapitre traite les fours dans leurs généralités, on s'efforce d'y dégager des caractéristiques communes à l'ensemble des fours. Il introduit une série d'articles portant chacun sur les fours spécifiques à une industrie notamment :

Un four permet d'obtenir une chaleur intense, obtenue grâce à de l'énergie thermique ou électrique c'est un outil utilisé pour élever la température d'un produit. Il peut être soit :

- Un équipement destiné uniquement au chauffage (exemple : réchauffage de l'acier avant déformation plastique, réchauffage de pétrole brut avant distillation).
- Un véritable réacteur dans lequel on élabore les produits (exemple : four de fusion de verre, four de vapocraquage de la pétrochimie).

Il s'intègre généralement dans une ligne de production complexe dont il est un des éléments. On trouve des fours dans un très grand nombre d'activités industrielles, ce qui rend une approche globale assez délicate. Le présent article traite les fours dans leurs généralités, on s'efforce d'y dégager des caractéristiques communes à l'ensemble des fours. Il introduit une série d'articles portant chacun sur les fours spécifiques à une industrie notamment :

- ✓ Les fours de l'industrie sidérurgique ;
- ✓ Les fours de traitement thermique des métaux ;
- ✓ Les fours de raffinage et de l'industrie chimique ;
- ✓ Les fours rotatifs de cimenterie ;
- ✓ Les fours de l'industrie verrière ;
- ✓ Les fours des industries céramiques et des produits réfractaires.

II.2.Description des fours industriels :

II.2.1. Définition

Les fours sont des appareils dans lesquels le chauffage des fluides s'effectue par les fumées produites par la combustion d'un combustible liquide ou gazeux, ils sont dits à chauffage direct, car la chaleur des fumées est cédée directement au fluide froid qui circule dans un serpentin tubulaire. Ces fours sont distincts des fours à chauffage indirect, dans lesquels le fluide à réchauffer circule dans un faisceau tubulaire baignant dans un fluide chaud, lui-même chauffé directement par les fumées du combustible.

La chaleur transmise au fluide peut servir :

- A simple réchauffage : on élève la température du fluide traité afin de lui faire subir, ultérieurement, une transformation physique ou chimique (surchauffeur de vapeur, réchauffeur de gaz d'un reformeur catalytique, réchauffeur d'hydrocarbure liquide charge d'unité de craquage catalytique, fluide caloporteur, etc....).
- A une transformation chimique : celle-ci peut s'effectuer par pyrolyse (fours de craquage à la vapeur pour la fabrication éthylène, fours de craquage de dichloroéthane, four de craquage d'acide acétique, etc....).

II.2.2. Classification suivant la manutention des produits traités

Les fours discontinus sont appelés aussi fours intermittents ou fours à charge et les fours continus appelés fours tunnels ou fours à passage. L'énergie utilisée peut être de l'électricité, du fuel lourd (FL) ou domestique (FOD), du gaz naturel ou du gaz de pétrole liquéfié (GPL) ; les brûleurs sont généralement disposés sur les parois latérales pour le traitement thermique et sur la voûte pour la fusion et le maintien à la température du métal liquide. Mais le chauffage peut se faire aussi par émetteur infrarouge, par induction électromagnétique ou par micro-ondes. Des formules de calcul simples, permettant de déterminer le rendement et la consommation spécifique d'un four, sont généralement suffisantes pour un prédimensionnement ou pour établir un coût d'exploitation énergétique ; pour une meilleure précision de calcul, il peut être utile de faire une modélisation avec un logiciel approprié. Si le problème posé est difficile (nouvelle conception de four, produit à traiter délicat, exigence de température précise, etc.), cette modélisation est nécessaire pour démontrer la faisabilité d'un projet et pour optimiser les paramètres de fonctionnement au démarrage de l'installation. Dans le cadre d'un investissement pour installer un nouveau four ou pour modifier un four existant, il est nécessaire de calculer les échanges thermiques et de définir un cahier des charges fonctionnel. Indépendamment de la qualité du matériel, les conditions d'exploitation du four vont influencer ses performances.

II.3. Rôle des fours dans l'industrie pétrolière

Dans la plupart des installations, l'apport de l'énergie thermique requis par le procédé se fait par l'intermédiaire de fours à chauffage direct dans lesquels l'énergie produite par la combustion est transmise directement au fluide à réchauffer qui circule dans un serpentin tubulaire ou un faisceau tube. Selon l'effet de l'apport de chaleur au fluide de procédé, on peut distinguer :

II.3.1. Les fours de réchauffage sans changement de phase

Dans lesquels la charge liquide ou vapeur ne reçoit que la chaleur sensible. C'est le cas par exemple :

_ Des fours des unités de reforming catalytique dans lesquels la charge est en état gazeux (déjà vaporisée à l'entrée du four) et portée à la température nécessaire au déroulement des réactions chimiques sur les lits catalytiques.

_ Des fours (à huile chaude) utilisés comme fluide caloporteur

_ Des surchauffeurs de vapeur indépendants des fours de vapocraquage quand la vapeur des échangeurs de ligne de transfert n'est pas surchauffée dans la zone de convection.

II.3.2. Les fours de réchauffage de liquide avec vaporisation partielle

Que l'on rencontre en particulier les unités de distillation : four de distillation sous vide ou atmosphérique, four de remouillage, dans ces fours, la charge reçoit de la chaleur latente pour atteindre le degré de vaporisation requis.

II.4. Constitution des fours

Un four tubulaire est constitué d'une enveloppe métallique de formes diverses, souvent parallélépipède ou cylindrique. Les fours en général se composent de deux principales zones :

II.4.1. Zone de radiation

Cette zone est constituée principalement d'une chambre de combustion où se développe la flamme, et des tubes sont directement exposés à cette flamme et ils sont placés devant les parois de cette zone en une rangée et parfois fois en deux rangées. Le fluide à chauffer circule à l'intérieur de ce faisceau de tubes. La transmission de chaleur s'effectue principalement par radiation. Une fraction de l'échange se fait également par convection entre les fumées et les tubes.

II.4.2. Zone de convection

C'est une chambre intermédiaire elle est installée à la sortie des fumées de la chambre de combustion elle est constituée d'un faisceau de tubes, afin de récupérer la chaleur sensible des fumées, ces derniers circulent à vitesse élevée à travers ce faisceau. Ces tubes peuvent être garnis d'aiguilles, afin d'augmenter la vitesse des fumées et alors la surface d'échange.

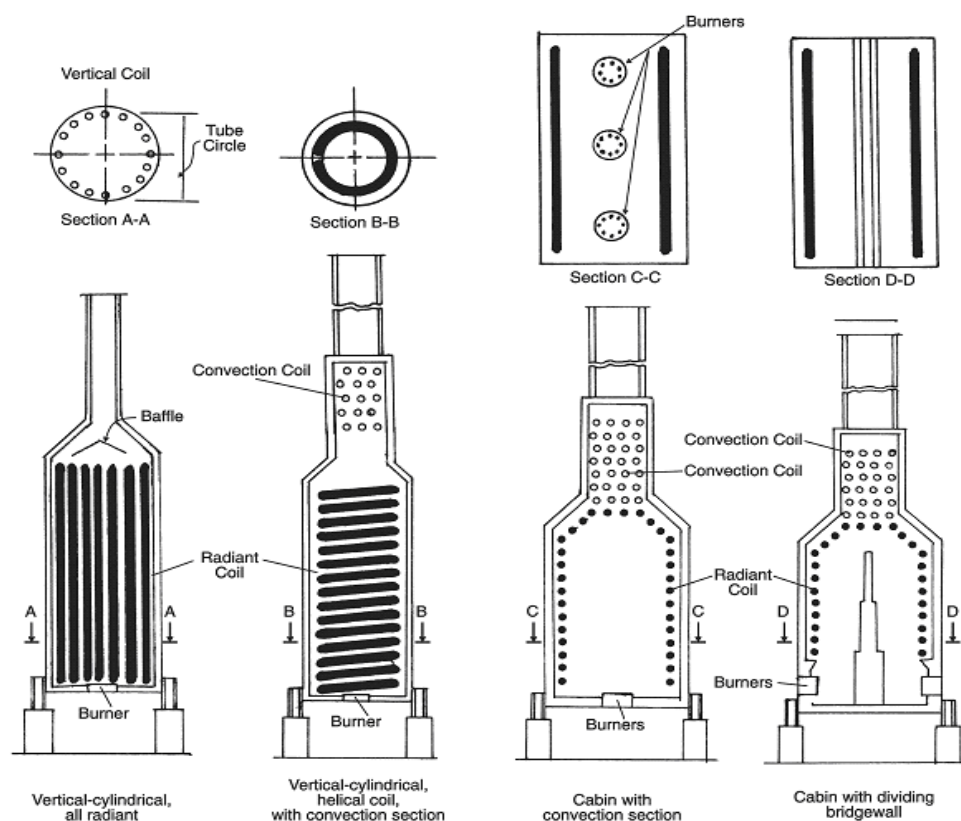


Figure II-1 Schéma d'un four classique

II.5.Principaux types des fours

Il existe de nombreuses dispositions des tubes, dans la zone de radiation et de convection, et d'une zone par rapport à l'autre. Il en résulte de nombreux types de fours. On peut, toutefois, distinguer les différentes catégories suivantes :

II.5.1. Fours cylindriques verticaux

Ce type de four peut être utilisé pour toutes les capacités, des plus faibles jusqu'aux plus importantes, et il est adapté aussi bien à la combustion du fuel que du gaz. La zone de radiation se présente sous la forme d'un cylindre à axe vertical. Les brûleurs sont placés sur la sole, à la base du cylindre. Les brûleurs sont placés sur la sole, à la base du cylindre. La surface d'échange couvre les parois verticales et présentes donc une symétrie circulaire par rapport au groupe de chauffage.

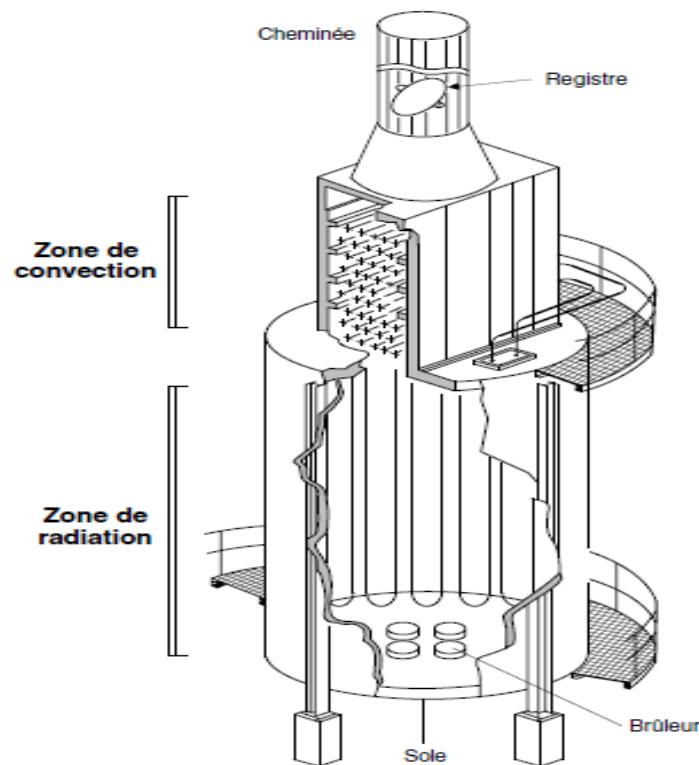


Figure II-2 four cylindrique vertical

II.5.2. Les fours dits (boîtes) à tubes verticaux

Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède. Les brûleurs sont situés sur la sole, la surface d'échange couvre les parois verticales latérales. Parfois la chambre de combustion est divisée en plusieurs cellules, par des rangées de tubes parallèles à une des faces des parois latérales.

II.5.3. Fours cabines

Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède, dans la plus grande longueur est horizontale. Les tubes sont placés horizontalement le long des parois latérales les plus longues. Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède. Les brûleurs sont situés sur sole, la surface d'échange couvre les parois verticales latérales. Les brûleurs sont situés sur la sole, ou sur la partie inférieure des murs latéraux les plus longs, ou encore sur les murs d'extrémités ne recevant pas les tubes.

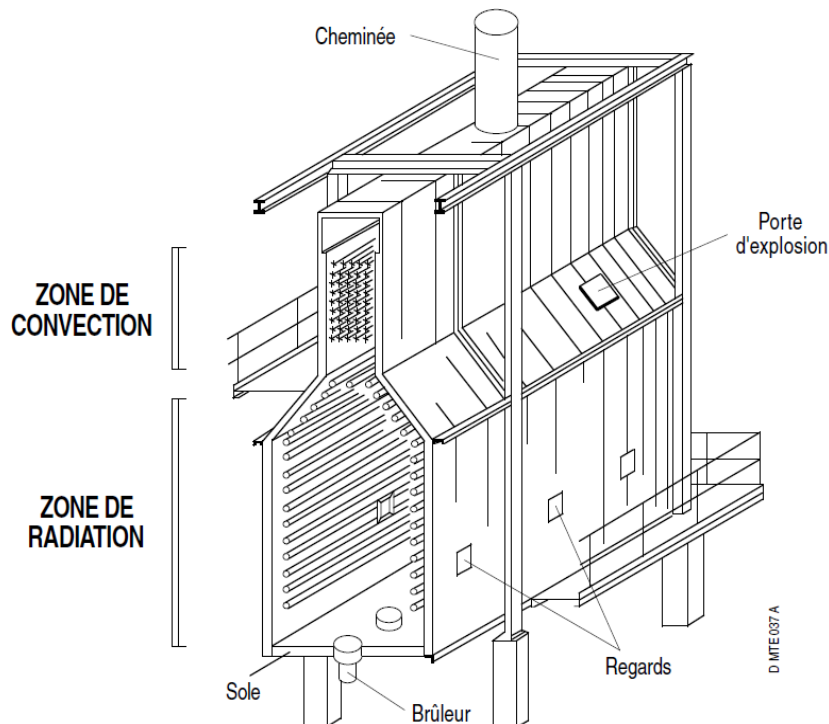


Figure II-3 Four cabines

II.5.4. Les fours à chauffage par murs radiants

La surface d'échange est placée dans le plan médian de la chambre de combustion. Les brûleurs sont répartis sur les parois latérales longitudinales

II.6.Choix d'un four

Le choix entre le four du type vertical et du type horizontal est principalement dicté par :

II.6.1. La construction

Au-delà d'une capacité de $60 \cdot 10^6$ Kcal/h, les fours cylindriques posent des difficultés de construction (diamètre de 10 à 11 m maximum).

II.6.2. L'encombrement

L'encombrement du four cabine à tube horizontaux est beaucoup plus important que le four cylindrique. En effet la longueur d'un four cabine peut atteindre 27 mètres et nécessite de plus, une zone de dégagement des faisceaux du même ordre.

II.6.3. L'investissement

Le four cabine est général d'un prix de revient supérieur au four vertical pour une même capacité située entre $2 \cdot 10^6$ Kcal/h à $30 \cdot 10^6$ Kcal/h. Au-delà de cette limite, cette notion est plus discutable.

II.6.4. La conduite

Le four cabine est général d'une exploitation facile, principalement du fait que l'échange de chaleur à travers la radiation est plus homogène. La hauteur de la zone de radiation d'un four cabine est de l'ordre de 15 m maximum alors qu'elle peut atteindre près de 25 m dans le four cylindrique.

II.6.5. Le raccordement

Les problèmes d'installation de raccordement avec les lignes de transfert du four cabine à tube horizontaux sont complexes.

II.6.6. L'imposition

Le choix entre le four cabine et le four cylindrique est dicté également par la convection propre du client ou du donneur de procédés.

II.7.Prix d'un four

Le coût d'un four n'est pas négligeable dans le coût de l'unité. Il est difficile de donner une décomposition précise du coût des principaux sous ensemble car leur part relative varie en fonction de la nature des matériaux constituant les serpentins ou le degré de désolation demandé.

II.8.Four de réchauffage :(02 H-N501).

Les fours du complexe GP1/Z (phase I et phase III) sont de types « Lummus, Anderson », ces fours se fonctionnent à avec un taux de transfert élevé et régulier et ils sont adaptés pour des capacités moyennes et importantes. Le four utilisé dans le complexe GP1/Z est à huit passes, il comprend deux chambres de combustion là où le fluide caloporteur passe, une zone de radiation transfère de chaleur par rayonnement équipée par 15 pilotes et 15 brûleurs utilisant comme gaz combustible un mélange entre le gaz naturel et l'éthane récupéré au niveau du dé-éthaniseur du train. Une deuxième chambre dite zone de convection elle est alimentée par les gaz brûlés de la zone de radiation. Les deux fours des deux phases (I et III) sont utilisés pour le chauffage du fluide caloporteur qui est l'huile utilisée comme source de chaleur pour les rebouilleurs les colonnes de la section de séparation où on sépare le C4, C3 et C2, Le chauffage du gaz naturel utilisé pour la régénération des déshydrateurs, Le gaz naturel récupéré de la section de déshydratation et l'éthane extrait de la section de séparation sont utilisés comme combustible pour le four ; en cas de besoin supplémentaire de carburant ; le gaz naturel frais est automatiquement injecté au four.

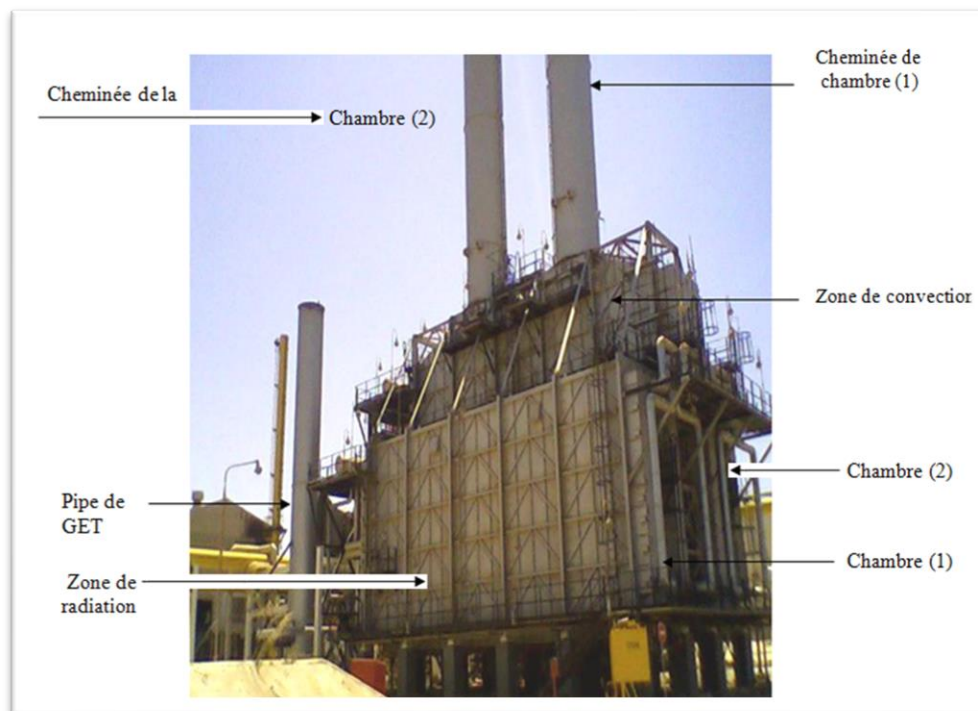


Figure II-4 Représentation du four (02 H-N501).

II.9. Les échangeurs de chaleur :

II.9.1. Définition :

Les échangeurs de chaleur sont des appareils où s'effectue l'échange thermique entre deux fluides à températures différentes sans qu'ils soient mélangés. Au sein d'un échangeur de chaleur, on peut trouver les trois modes d'échange de chaleur :

- La conduction thermique qui est la propagation de chaleur, de molécule en molécule, dans un corps ou dans plusieurs corps superposés et non réfléchissants.
- La convection qui se caractérise par la propagation et le transport de chaleur par des molécules en mouvement qui viennent se réchauffer au contact d'un corps chaud et véhiculent cette énergie calorifique pour la céder à un corps froid.
- Le rayonnement où le transfert de chaleur s'effectue par des vibrations électromagnétiques qui se propagent en ligne droite sans aucun milieu, tout corps même placé dans le vide émet de l'énergie et tout autre corps placé sur son trajet absorbe toute ou une partie de cette énergie. Généralement le rayonnement dans un échangeur de chaleur est négligeable.

II.9.2. Type des échangeurs :

II.9.2.1. Échangeurs de chaleur à plaques

Les échangeurs de chaleur à plaques sont des dispositifs compacts, efficaces et polyvalents, composés de plusieurs plaques empilées formant des canaux d'écoulement. Chaque plaque,

généralement en acier inoxydable ou en matériau résistant à la corrosion, permet aux fluides de circuler en alternance dans un agencement à contre-courant. Cette conception maximise la surface d'échange thermique tout en occupant un espace réduit.

II.9.2.2. Échangeurs de chaleur à calandre et tubes :

Les échangeurs de chaleur à calandre et tubes sont les modèles les plus traditionnels et les plus largement utilisés, en particulier dans les industries où l'espace est limité ou où des taux de transfert thermique élevés sont requis. Ils se composent d'une grande enveloppe cylindrique (la calandre) contenant un faisceau de tubes. Un fluide circule à l'intérieur des tubes, tandis que l'autre s'écoule autour des tubes, à l'intérieur de la calandre. La chaleur est transférée à travers les parois des tubes, du fluide le plus chaud vers le plus froid.

II.9.2.3. Échangeurs de chaleur à air

Les échangeurs de chaleur à air utilisent l'air ambiant pour refroidir le fluide circulant dans le système, éliminant ainsi le besoin en eau ou en autres fluides de refroidissement. Ils sont généralement composés de tubes munis d'ailettes qui augmentent la surface d'échange thermique. Un ventilateur ou un système de soufflerie fait circuler l'air à travers ces tubes à ailettes, permettant de refroidir efficacement le fluide à l'intérieur. Ce procédé est particulièrement efficace dans les applications où l'approvisionnement en eau est limité ou inexistant.

II.9.2.4. Échangeurs de chaleur à double tube :

Les échangeurs de chaleur à double tube font partie des modèles les plus simples, idéals pour les applications à petite échelle où les besoins en transfert thermique sont modérés. Ce système se compose de deux tubes concentriques : le fluide chaud circule dans le tube intérieur, tandis que le fluide froid circule dans le tube extérieur. La chaleur est transférée à travers les parois du tube, du fluide chaud vers le fluide froid.

Chapitre III

III.1. Introduction :

Afin de vérifier l'état des fours des deux phases I et III et d'évaluer les quantités de chaleur échangées, une étude énergétique a été réalisée. Pour la phase I, les trains 100 et 800 ont été sélectionnés, car ils sont considérés comme les plus représentatifs du procédé. L'ensemble des calculs a été effectué sur la base de 100 kmoles de combustible brûlé.

Dans les fours de la première phase, une récupération d'énergie est assurée au niveau de la zone de convection grâce aux gaz d'échappement issus de la combustion du gaz naturel dans la turbine. Cette récupération contribue à améliorer l'efficacité énergétique globale du système.

Pour les différentes études et bilans thermiques réalisés au niveau de la phase I, le train 100 a été retenu comme référence, car l'ensemble des données et informations techniques nécessaires à l'analyse était disponible pour ce train.

III.2. Calcul du rendement des four (train 100) :

Le rendement d'un four au niveau de la zone de radiation est un rapport énergétique, de quantité de chaleur absorbée par l'huile dans la zone de radiation sur sa quantité de chaleur fournie dans cette zone. Le calcul de rendement dans la zone de radiation sera bien détaillé sur le train 100, et au niveau du second train les résultats seront donnés directement car ils se font de la même manière

$$N_{rad} = \frac{Q_{abs\ huile}}{Q_f - Q_{brûlés}} \quad (1).$$

Q_{abs} : chaleur absorbée par l'huile dans la zone de radiation

$Q_{fournie}$: chaleur globale fournie par le four ;

$Q_{Brûlés}$: chaleur des gaz brûlés dans la zone de radiation ;

La chaleur fournie par le four a été calculée selon la formule suivante :

$$Q_{fournie} = LHV + H_f + H_a \quad (2)$$

Où

LHV : PCI, Pouvoir calorifique inférieur du gaz combustible en Kcal/hr ;

H_f : La chaleur sensible de gaz combustible en Kcal/hr

H_a : La chaleur sensible de l'air en Kcal/hr ;

Pour déterminer cette chaleur Q_f , on doit calculer LHV, H_f , H_a

La composition du combustible au niveau de la phase I a été prise par le chromatographe.

III.2.1. Calcul du pouvoir calorifique inférieur du gaz combustible**(LHV) :**

Le pouvoir calorifique (LHV) sera calculé comme suit : $LHV = LHV' \cdot (\text{débit massique de combustible})$

LHV' : Pouvoir calorifique du gaz combustible par rapport à 1Kg de ce gaz en Kcal/Kg.

III.2.2. Calcul de LHV' :

$$LHV' = \sum x_i (\text{massique}) \cdot PCI \quad (3)$$

x_i massique : Composition massique de chaque composant de gaz combustible ;

PCI_i : Pouvoir calorifique de chaque composant de gaz combustible à 0° C en kcal /Kg) ;

M_i : Masse molaire de chaque composant en Kg/Kmole

x_i (molaire) : Composition molaire de chaque composant de gaz combustible

$$x_i = \frac{x_i (\text{molaire}) M_i}{\sum x_i (\text{molaire}) M_i} \quad (4)$$

Tableau III-1: Calcul de PCI de gaz combustible

Composant	x_i (mol)	M_i (Kg/Kmol)	$x_i \cdot M_i$	x_i mass	PCI (Kcal/Kg)	PCI * M_i
N ₂	0,0181	28	0,5068	0,018335	0	0
He	0	4	0	0	0	0
CO ₂	0,0054	44	0,2376	0,008596	0	0
H ₂ O	0	18	0	0	0	0
CH ₄	0,3125	16	5	0,180889	11 957	2162,895
C ₂ H ₆	0,5253	30	15,759	0,570127	11 355	6473,794
C ₃ H ₈	0,1362	44	5,9928	0,216807	11 075	2401,135
IC ₄	0,001	58	0,058	0,002098	10890	22,85067
C ₄ H ₁₀	0,0015	58	0,087	0,003147	10 940	34,43338
IC ₅	0	72	0	0	10 797	0
C ₅ H ₁₂	0	72	0	0	10 825	0
C ₆ H ₁₄	0	86	0	0	10 825	0
TOTALE	1	530	27,6412	1	88 664	11095,11

$LHV' = 11095,11 \text{ kcal/kg}$

III.2.3. Calcul du débit massique du combustible :

Sachant que le débit donné par (FI2301_NG) au niveau du train100 est égal : $Q_C=4262\text{Nm}^3/\text{hr}$

P : pression du combustible en Kpa.

M : masse molaire du combustible en Kg/Kmole

R : constante des gaz parfaits est égale à de 8. 314 Kj/Kmole °K .

T : température du combustible à l'entrée du four en °K

Z : coefficient de compressibilité du combustible à P et à T.

$$\rho_{Comb} = \frac{P \cdot M}{R \cdot T \cdot Z} \quad (5)$$

Tableau III-2 Calcul de la masse volumique :

Variables de gaz combustible	Train100
P (Kpa)	51.1
M (Kg/Kmol)	27,6412
T(°K)	292
Z	0.9
ρ (Kg/Nm ³)	0.645663

Tableau III-3 Calcul du débit massique

Variables	Train100
Débit de combustible Nm ³ /hr	4262
ρ (Kg/Nm ³)	0.645663
Débit de comb Kg/hr	2751.817
Débit de comb kmole/hr	99.5549

$$LHV = LHV' \times (\text{Débit massique de combustible}) \quad (6).$$

$$LHV' = 11095,11 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{Débit massique de combustible} = 2751.817$$

$$LHV = 2751.817 \times 11095,11 = 30531705 \text{ kcal/kg}$$

La chaleur sensible est calculée comme suit : $H_f = H_f' \times (\text{débit massique du combustible})$

où H_f' est le chaleur sensible spécifique du gaz combustible.

III.2.4. Calcul de la chaleur sensible spécifique (H_f') :

C'est la chaleur sensible de gaz combustible par rapport à 1Kg de ce gaz, elle calculée par la formule suivante :

$$H'_f = \sum X_i (\text{masse}) * H_i \text{ Xi massique} \quad (7)$$

H_i : Enthalpie de chaque constituant entre la température de référence 0°C et la température du combustible à l'entrée du four (T).

$H_i = C_{pi} dT$; $C_{pi} = B_i + 2 C_i T + 3 D_i T^2 + 4 E_i T^3 + 5 F_i T^4$ On aura :

$H_i = (B_i + 2 C_i T + 3 D_i T^2 + 4 E_i T^3 + 5 F_i T^4) dT$ après intégration on obtient :

$$H_i = B_i (T_g - T_r) + C_i (T_g^2 - T_r^2) + D_i (T_g^3 - T_r^3) + E_i (T_g^4 - T_r^4) + F_i (T_g^5 - T_r^5)$$

H'_f : Chaleur sensible de gaz combustible ;

C_{pi} : Capacité calorifique de chaque constituant en kJ/kg °C ;

B_i, C_i, D_i, E_i, F_i : constantes pour chaque constituant i

Température de référence est de 0 °C ; T : Température des gaz combustible à l'entrée du four.

$$X_i = \frac{X_i (\text{molaire}) M_i}{\sum X_i (\text{molaire}) M_i} \quad (8)$$

Tableau III-4 Chaleur sensible HF'

Composant	X_i (mol)	M_i (kg/kmol)	$X_i * M_i$	X_i mass	H_i	$H_i * M_i$
N ₂	0,0181	28	0,5068	0,018335	19,7112	0,361404
He	0	4	0	0	0	0
Co ₂	0,0054	44	0,2376	0,008596	15,7936	0,13576
h ₂ O	0	18	0	0	0	0
CH ₄	0,3125	16	5	0,180889	44,148	7,985905
C ₂ H ₆	0,5253	30	15,759	0,570127	33,9327	19,34596
C ₃ H ₈	0,1362	44	5,9928	0,216807	32,2545	6,992995
Ic ₄	0,001	58	0,058	0,002098	32,1748	0,067513
C ₄ H ₁₀	0,0015	58	0,087	0,003147	32,9261	0,103634
IC ₅	0	72	0	0	31,5016	0
C ₅	0	72	0	0	32,0519	0
C ₆	0	86	0	0	31,6756	0
Ttl	1	530	27,6412	1	306,17	34,99317

$$H'_f = 34,99317 \text{ kJ/kg de combustible}$$

$$H'_f 100 = 8,371571 \text{ Kcal/kg de combustible Au niveau du train 100,}$$

100 Kmoles de combustible brûlé, libèrent une chaleur sensible de 8,371571kcal/kg de combustible. En prenant compte que le débit massique de combustible a été déjà calculé avant, on obtient :

$$H_f = 8,371571 * 2751.817$$

$$H_f 100 = 23037.03 \text{Kcal/hr.}$$

- **Calcul de la chaleur sensible de l'air (H_a) :**

La chaleur sensible de l'air sera calculée suivant la formule :

$$H_a = H_a' * (\text{débit massique d'air})$$

Où H_a' représente la chaleur sensible de l'air par rapport à 1Kg d'air

- **Calcul de la chaleur sensible d'air (H_a') :**

$$H_a' = \sum X_i (\text{masse}) H_i \quad (9)$$

X_i (masse) : fraction massique du composant i dans l'air ;

H_i : enthalpie des composés de l'air entre la température de référence 0°C et la température à l'entrée du four (T)

$$H_a' = X_{O_2} H_{O_2} + X_{N_2} H_{N_2} \quad (10)$$

Composant	X_i molaire	M_i	$X_i * m_i$	X_i	H_i	$X_i * H_i$
massique						
N₂	0,79	28	22,12	0,76699	19,7112	15,1183
O₂	0,21	32	6,72	0,23301	17,3501	4,042742
TOTALE	1	60	28,84	1	37,0613	19,16104

- **Calcul du débit massique d'air :**

$$\text{Débit massique de l'air} = \frac{Q_v \text{ air} * M_{\text{air}} \text{ Le débit massique de l'air}}{22.4}$$

Q_v : débit volumique d'air (Nm³ /hr);

M_{air} : masse molaire d'air.

$Q_v \text{ air}$ = débit volumique d'air entant dans le four + l'humidité d'air entrant en (Nm³ /hr).

III.2.5. Calcul du débit volumique d'air entant dans le four :

Pour ce calcul, il faut déterminer la quantité d'oxygène entrante dans le four. Le débit d'air sera calculé par cette méthode :

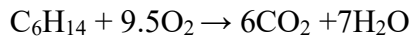
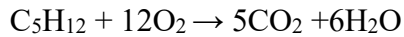
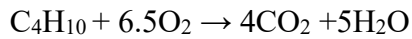
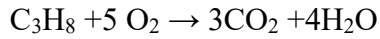
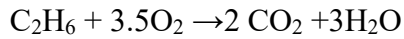
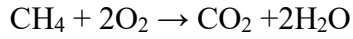
$$\text{Débit volumique d'air entrant} = (\text{débit molaire d'air}) * V_m \quad (11).$$

Avec :

V_m débit molaire d'air : volume molaire.

$$\text{Débit molaire d'air} = \frac{\text{débit molaire } O_2}{0.21} \quad (12)$$

Calcul du débit molaire d'oxygène : Les principales réactions chimiques intervenant lors de la combustion au niveau du four sont :



Pour 100 Kmole de combustible brûlé avec un excès d'air de 15% et un pourcentage en oxygène dans l'air de 21% on aura :

Tableau III-5 calcul du débit d'air

Composant	X_i (mol)	O_2
N_2	0,0181	0
He	0	0
CO_2	0,0054	0
H_2O	0	0
CH_4	0,3125	62,5
C_2H_6	0,5253	183,855
C_3H_8	0,1362	68,1
IC_4	0,001	0,65
C_4H_{10}	0,0015	0,975
IC_5	0	0
C_5H_{12}	0	0
C_6H_{14}	0	0
Totale	1	316,08

Une combustion stœchiométrique nécessite donc 316.08 Kmoles d'oxygène par heure. En considérant un excès d'air de 15% en oxygène, pour avoir une combustion complète on aura besoin alors d'un débit d'oxygène supplémentaire de 47.412 kmole/hr. La quantité totale

d'oxygène nécessaire pour brûler 100Kmoles/hr de combustible sera donc égale à : $316.08 + 47.412 = 363.492$ Kmole/hr

Ce qui est équivalent à une quantité d'air dont le débit molaire sera :

$$\text{Débit molaire d'air} = \frac{363492}{0.21}$$

$$\text{Débit molaire d'air} = 1730.914286 \text{ kmoles/hr}$$

Au niveau du train 100, pour 100 Kmole de combustible nous avons besoin de 1730.914286 Kmole d'air

$$\begin{aligned} \text{Débit volumique d'air entrant} &= 1730.914286 \times 22.4 \\ &= 38772.48 \text{ Nm}^3/\text{h} \end{aligned}$$

• **Calcul de la quantité d'eau due à l'humidité de l'air de la combustion :**

D'après l'équation d'Antoine :

$$\ln P_{SAT} = A - \frac{B}{T+C} \quad (13)$$

A : 11.96088

B : 3970.598

C : 232.9449

T : température ambiante en °C

$$P_{PH_2O} = \frac{H \cdot p_{sat}}{100} \quad (14)$$

$$\text{La quantité d'eau en Nm}^3 \text{ dans 1Nm}^3 \text{ d'air} = \frac{PP(H_2O)}{P(amb) - PP(H_2O)} \quad (15)$$

P_{SAT} : pression de saturation Kg/cm²

T : Température ambiante en °C, T= 19°C

$P_{P(H_2O)}$: Pression partielle de l'eau en Kg/cm²

P_{amb} : Pression atmosphérique, $P_{amb} = 1.0322$ Kg/cm²

H : Humidité en %, H =80%

$P_{amb} = 1.0322$ Kg/cm²

AN :

$$\ln P_{SAT} = 11.960884 - (3970.5981 / (19 + 232.92492)) = -3.7989$$

$$P_{SAT} = 0.02295 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P_{pH_2O} = H \cdot P_{SAT} / 100 = 80 \times 0.02237 / 100 = 0.017896 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\text{La quantité d'eau en Nm}^3 \text{ dans 1Nm}^3 \text{ d'air} = (0.017896 / (1.0322 - 0.017896))$$

On obtient 0,01764 Nm³/Nm³ d'air.

$$\text{L'humidité dans l'air entrant} = 0.01764 \times 29178.666 = 514.71167 \text{ Nm}^3/\text{h}.$$

$Q_v \text{ air}$ = débit volumique d'air entrant dans le four + l'humidité d'air entrant en (Nm^3/h).

Débit volumique d'air = $514,71167 + 29178,666 = 29693,37767 \text{ Nm}^3/\text{h}$.

Débit volumique d'air = $29693,37767 \times 22,4 = 1325,60 \text{ Kmole/h}$

Ce débit molaire d'air a été calculé pour 100 Kmole de combustible.

Pour 99.5549 Kmole de combustible, on obtiendra 1753.649 Kmole/h d'air.

Débit d'air en (Kg/h) = $1612,719 \times 28,84 = 49803.62 \text{ Kg/h}$.

Suite aux calculs de H_a' et le débit massique d'air il résulte la valeur de H_a :

$H_a = 4,58 \times 45801.22 = 228298.9 \text{ Kcal/h}$.

Ce qui donne une quantité de chaleur fournie par le four :

$$Q_f = LHV + H_a + H_f \quad (16)$$

$$Q_f = 30531705 + 23037.03 + 228298.9$$

$$Q_f = 30783041 \text{ Kcal/h}$$

III.2.6. Calcul de la chaleur sensible des gaz brûlés ($Q_{\text{brûlés}}$) :

$Q_{\text{BRULES}} = Q'_{\text{brûlés}} \times (\text{débit massique des gaz brûlés})$.

$Q_{\text{brûlés}}$: la chaleur des gaz brûlés en Kcal/h .

$Q'_{\text{brûlés}}$: la chaleur des gaz brûlés calculée par rapport à 1Kg des gaz brûlés .

$$Q'_{\text{brûlés}} = \sum X_i \text{ massique} \times H_i \quad (17)$$

$X_i \text{ massique}$: fractions massiques des gaz brûlés.

H_i : enthalpie de composant des gaz brûlés calculée entre la température T_g et la température de référence.

Tableau III-6 Calcul du Débit des fumées

COMPASANT	X _i (mol)	O ₂		CO ₂	H ₂ O		
N ₂	0.0181	0		0	0		
He	0	0		0	0		
Co ₂	0.0054	0		0	0		
H ₂ O	0	0		0	0		
CH ₄	0.3125	62.5		31.25	62.5		
C ₂ H ₆	0.5253	183.855		105.06	157.59		
C ₃ H ₈	0.1362	68.1		40.86	54.48		
IC ₄	0.001	0.65		0.4	0.5		
C ₄ H ₁₀	0.0015	0.975		0.6	0.75		
IC ₅	0	0		0	0		
C ₅ H ₁₂	0	0		0	0		
C ₆ H ₁₄	0	0		0	0		
Total	1	316.08	0	178.17	275.82	47.412	1367.422

Tableau III-7 Calcul des fractions massiques

	Q _{mol}	X _i (mol)	m _i	xi*mi	xi (kg)	Hi	xi*hi
N ₂	1367.422	0.731702	28	20.48765	0.727777	997.7443	726.1358
Co ₂	178.17	0.095338	44	4.194873	0.149013	1025.857	152.8664
H ₂ O	275.82	0.14759	18	2.656622	0.09437	1901.054	179.4034
O ₂	47.412	0.02537	32	0.811839	0.028839	923.1119	26.62138
Ttl	1868.824	1	122	28.15099	1	4847.767	1085.027

$Q_{Brulés} = 1085.027$ Kj/Kg des brûlés.

$Q_{Brulés} = 259.5758$ Kcal/Kg des brûlé.

Considérant une combustion complète, 100 Kmole de combustible libèrent 1868.824 Kmole de brûlés, et pour 99.5549 Kmole de combustible (pris de DCS) on aura 1860.506 Kmole de brûlés.

Débit des brûlés en Kg/h = (débit des brûlés en Kmole/h)*(masse molaire des brûlés en (kg/Kmol)).

Débit des brûlés en Kg/hr = 1710.989 * 28.15099

Débit des brûlés = 48166.03 Kg/h.

Il résulte donc

$$Q_{brûlés} = Q'_{brûlés} * (\text{débit massique des gaz brûlés}). \quad (18)$$

$$Q_{brûlés} = 259.5758 \times 48166.03 = 12502736 \text{ Kcal / h.}$$

1. Calcul de la quantité de chaleur absorbée par l'huile d'un débit de 1293 m³/ hr :

$$\left. \begin{array}{l} P_{\text{huile moy}} = 769 \text{ Kg/m}^3 \\ C_{p \text{ moy}} = 0.5 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \end{array} \right\} \text{ Ces valeurs sont déterminées à partir des courbes de (l'annexe)}$$

Données :

$$T_e = 150 ^\circ\text{C}$$

$$T_s = 177 ^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{Huile}} = 1293 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

$$Q_{m \text{ huile}} = 1012419 \text{ kg/hr}$$

$$Q_{abs100} = Q_v \text{ huile} \times P_{\text{huile moy}} \times C_{p \text{ moy}} (T_s - T_e) \quad (19)$$

On obtient :

$$Q_{abs100} = 1417387 \text{ MKcal/hr}$$

• **Calcul du rendement :**

$$N = \frac{14.17387}{30.7834 - 13.5953} * 100 = 82.465\%$$

III.3. Calcul du rendement de four pour le train 800 :

Tableau III-8 Résultats de calcul pour le train 800

LHV	31332452 kcal/kg.
H_f'	34.99317kj/kg.
H_f'	8.371571kcal/kg.
H_f	23641.21kac/kg.
H_a'	4.583981 kacl/kg.
H_a	234286.4kacl/kg.
$Q_{fournie}$	31590379 Kcal/kg.
$Q_{brûlés}$	13951865
$Q_{Asorbé}$	12.6846
N	71.91

III.4. Conclusion :

La différence de rendement entre les deux trains (100 et 800) des deux phases (I et II) est clairement observée. Le train 100 présente un rendement de 82,465 %, supérieur à celui du train 800 qui affiche un rendement de 71,91422 %, malgré un débit de gaz combustible plus élevé dans ce dernier.

Cette différence de rendement peut être expliquée par le mode de fonctionnement des compresseurs dans chaque phase. Dans la phase II, le compresseur fonctionne avec un moteur électrique, ce qui nécessite une consommation d'énergie externe. En revanche, dans la phase I, le compresseur est entraîné par une turbine à gaz dont les gaz d'échappement sont récupérés et dirigés vers le four. Cette récupération d'énergie permet de réduire la quantité de gaz combustible consommée par le four I, améliorant ainsi le rendement global du train 100 par rapport au train 800.

Chapitre IV

IV.1. Introduction :

Le four occupe une place centrale dans notre complexe industriel. Son rôle principal est de fournir une source de chaleur nécessaire au procédé de séparation et de liquéfaction du gaz. Il permet notamment de chauffer l'huile thermique Therminol 32 (TC 32) afin d'alimenter les échangeurs de chaleur (E-N003 A/B, E-N007, E-N009 et E-N013), assurant ainsi les transformations physiques indispensables à la production.

L'optimisation du fonctionnement du four représente un enjeu stratégique majeur, car une mauvaise gestion thermique peut entraîner des pertes énergétiques importantes et affecter la qualité du produit final. L'optimisation de cette section a donc plusieurs objectifs : améliorer le rendement du four, réduire la consommation de gaz combustible et minimiser les pertes thermiques.

Dans le cadre de ce travail, le logiciel Aspen HYSYS est utilisé comme outil de simulation du four. L'objectif principal est de réduire la consommation de gaz combustible tout en améliorant les performances énergétiques du procédé. HYSYS permet d'étudier le comportement thermodynamique du système et de simuler l'ensemble du procédé composé de plusieurs équipements, notamment le séparateur, le four, la pompe, les vannes, le mixeur et la boucle de recyclage.

Cette simulation a pour but de maîtriser la conception et l'analyse d'un procédé complet à l'aide du simulateur Aspen HYSYS, afin d'identifier les paramètres influençant la consommation énergétique et de proposer des solutions d'optimisation adaptées.

La réduction de la consommation de gaz combustible est directement liée à l'augmentation de la température d'entrée du fluide chauffé (huile thermique Therminol 32 (TC 32)). Pour atteindre cet objectif, une solution proposée consiste à augmenter cette température par récupération de la chaleur contenue dans les fumées de combustion, grâce à l'intégration d'un échangeur de chaleur permettant de chauffer l'huile thermique à partir des fumées sortantes du four.

Pour réaliser cette optimisation, plusieurs vérifications doivent être effectuées :

1. Contrôle du circuit d'huile thermique :

Le système comprend un circuit d'huile chaude. Il est nécessaire de vérifier l'existence et la bonne configuration de ce circuit afin d'assurer une circulation correcte du fluide thermique.

2. Vérification des chemins d'écoulement des fluides :

Il faut contrôler les parcours empruntés par les deux fluides (huile thermique et gaz de procédé) afin d'identifier d'éventuels obstacles ou pertes de charge pouvant perturber la circulation. Des solutions adaptées devront être mises en place en cas de dysfonctionnement.

3. Contrôle de la pompe à huile :

Il est nécessaire de s'assurer que la pompe possède les capacités suffisantes pour assurer la circulation du débit d'huile thermique requis dans les conditions de fonctionnement étudiées.

4. Inspection du four :

Il faut vérifier que le four est capable de fournir la quantité de chaleur nécessaire au procédé tout en maintenant un fonctionnement efficace et stable.

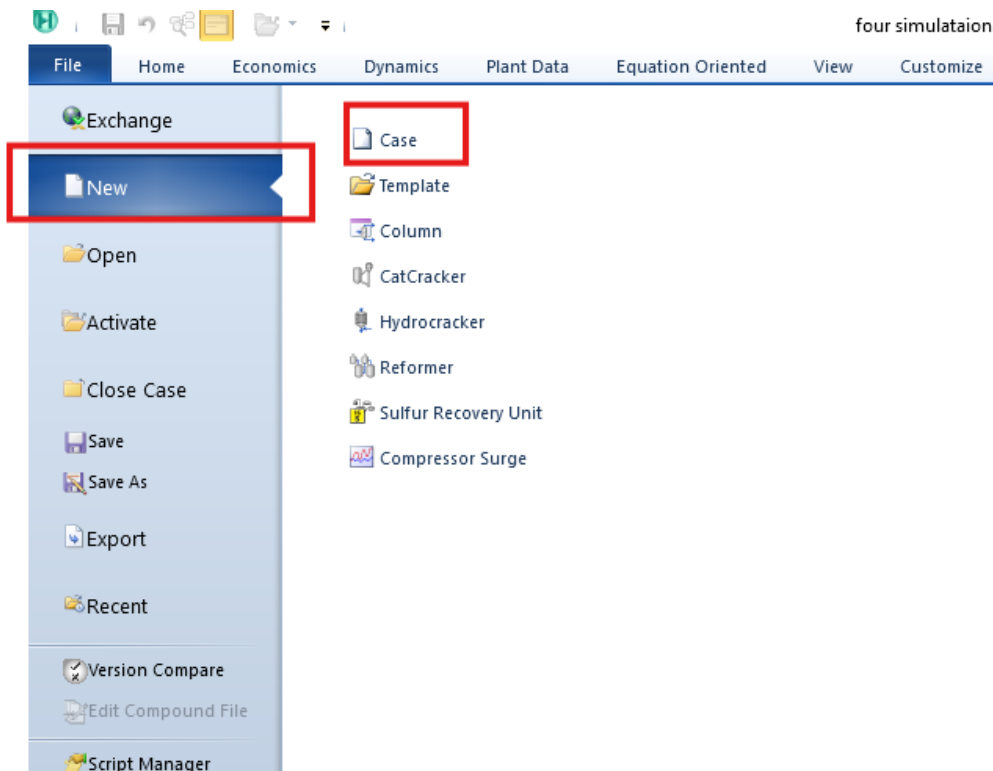
5. Vérification du réchauffage du gaz naturel (GN) :

Il est important de s'assurer que le débit de gaz naturel utilisé pour le réchauffage du four permet d'assurer correctement la régénération des tamis moléculaires et l'élimination de l'humidité, sans provoquer de perturbation du procédé.

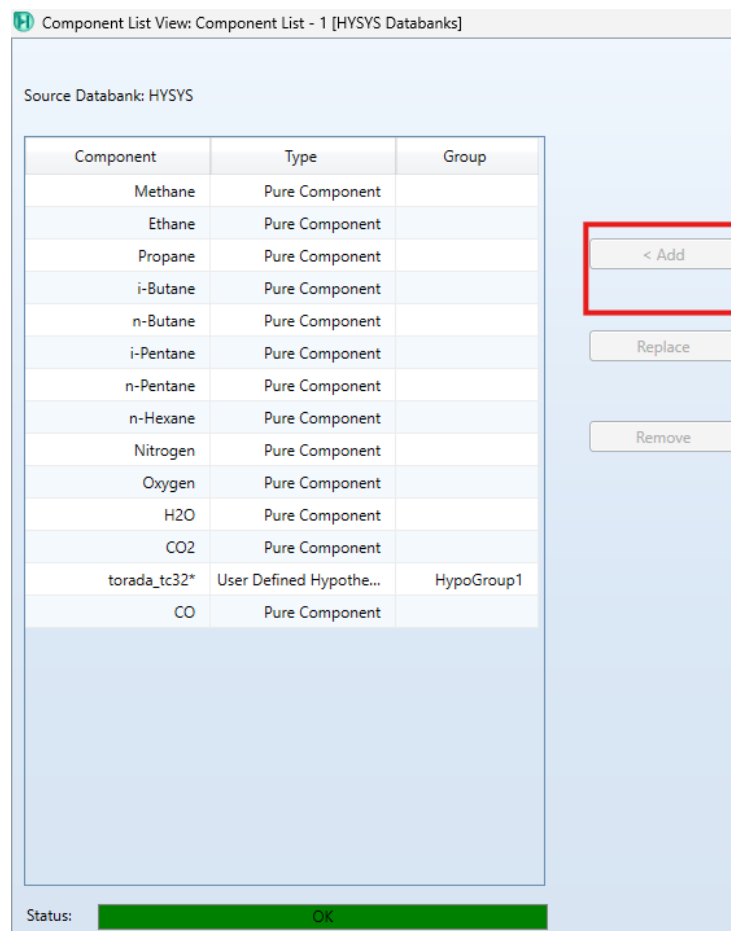
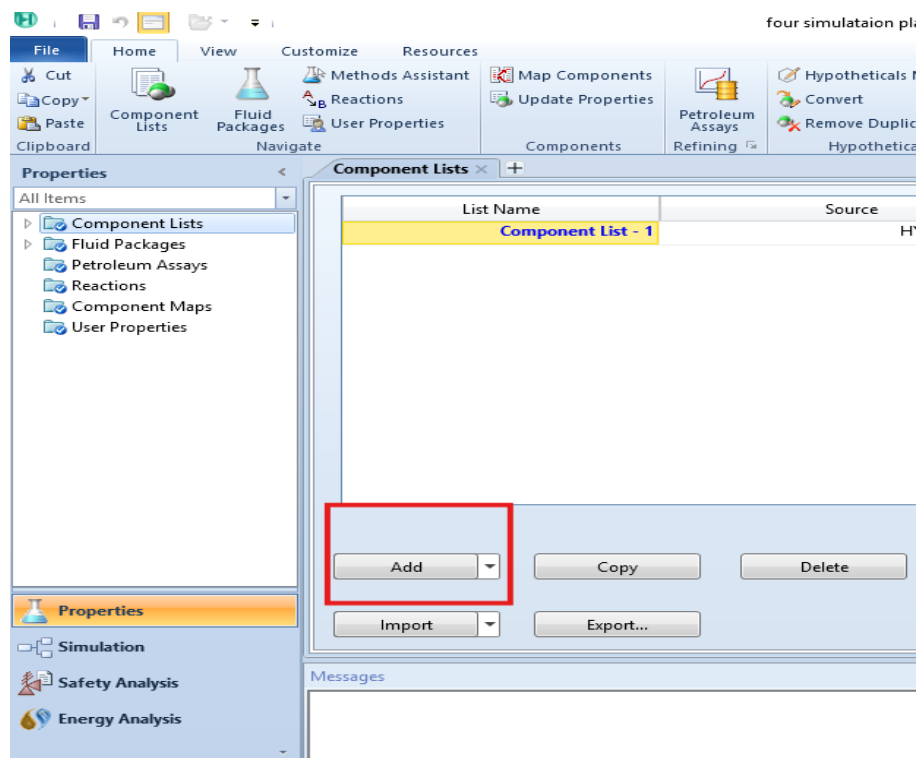
Cette démarche permet d'améliorer l'efficacité énergétique du four, de réduire la consommation de gaz combustible et d'optimiser les performances globales du procédé.

IV.2. Etapes de la simulation :

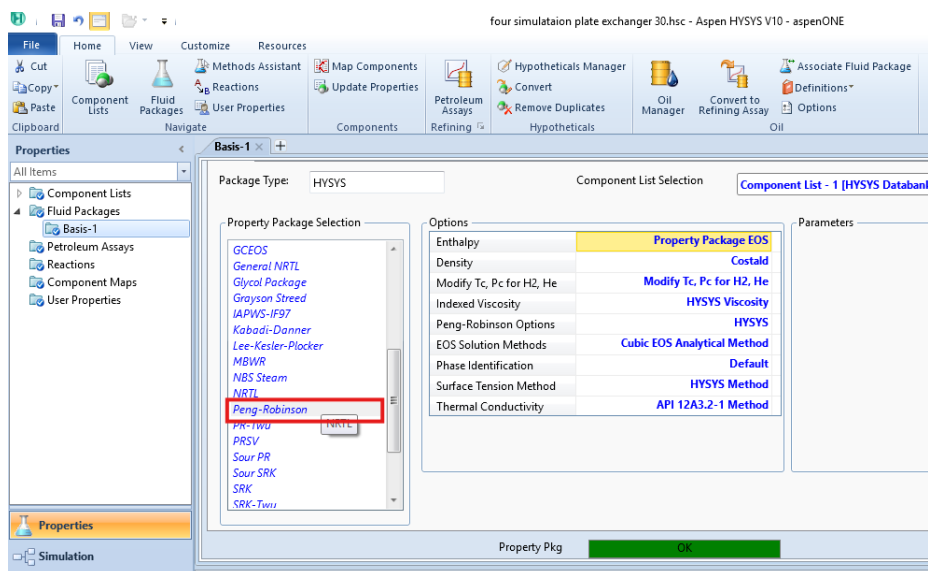
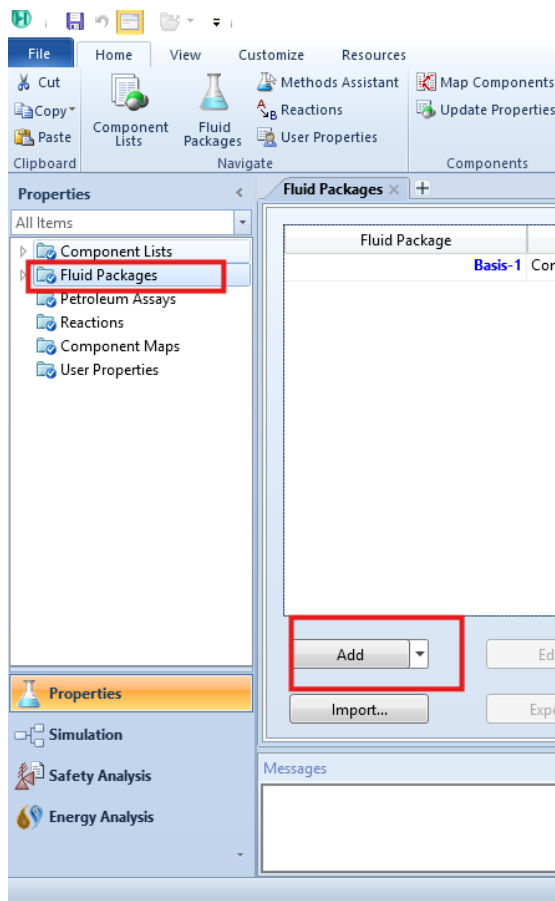
1. Accéder à HYSYS ; crée un nouveau cas : File → New → Case

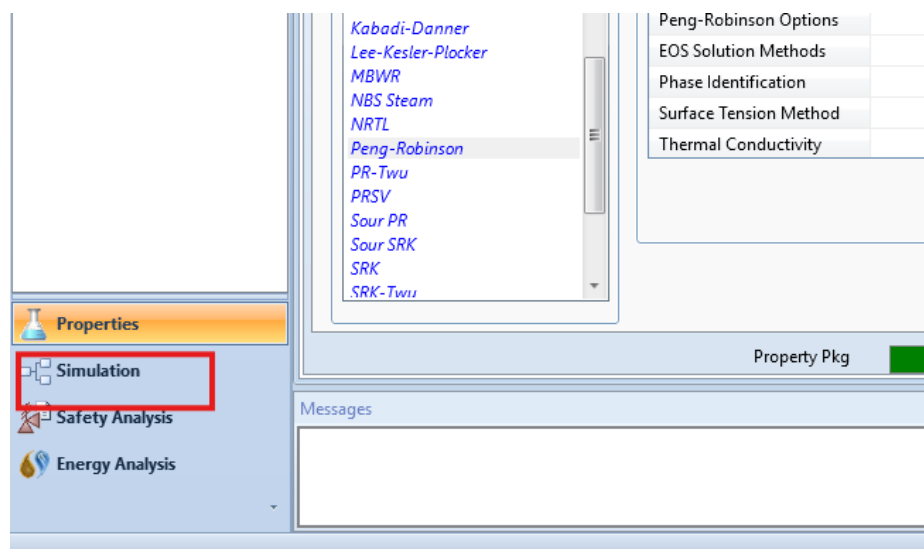


2. Ajouter les composants : Add → Composants



3. Après, Ajouter le modèle thermodynamique approprié : fluid package, peng rebinson.





4. Pour la partie simulation, Prendre de la palette d'objet un Stream Bleu (Material Stream) → Conditions (Température – Pression – Débit Massique) → Compositions

Stream	Stream Name	Stream Type	Liquid Phase	Vapor Phase
Stream	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
Stream	Temperature [C]	145.9	145.9	145.9
Stream	Pressure [kPa]	80.00	80.00	80.00
Stream	Molar Flow [kgmole/h]	1084	1084	0.0000
Stream	Mass Flow [kg/h]	9.396e+005	9.396e+005	0.0000
Stream	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1071	1071	0.0000
Stream	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.479e+006	-1.479e+006	-1.394e+006
Stream	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	2847	2847	2986
Stream	Heat Flow [kJ/h]	-1.603e+009	-1.603e+009	0.0000
Stream	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1070	1070	0.0000
Stream	Fluid Package	Basis-1		
Stream	Utility Type			

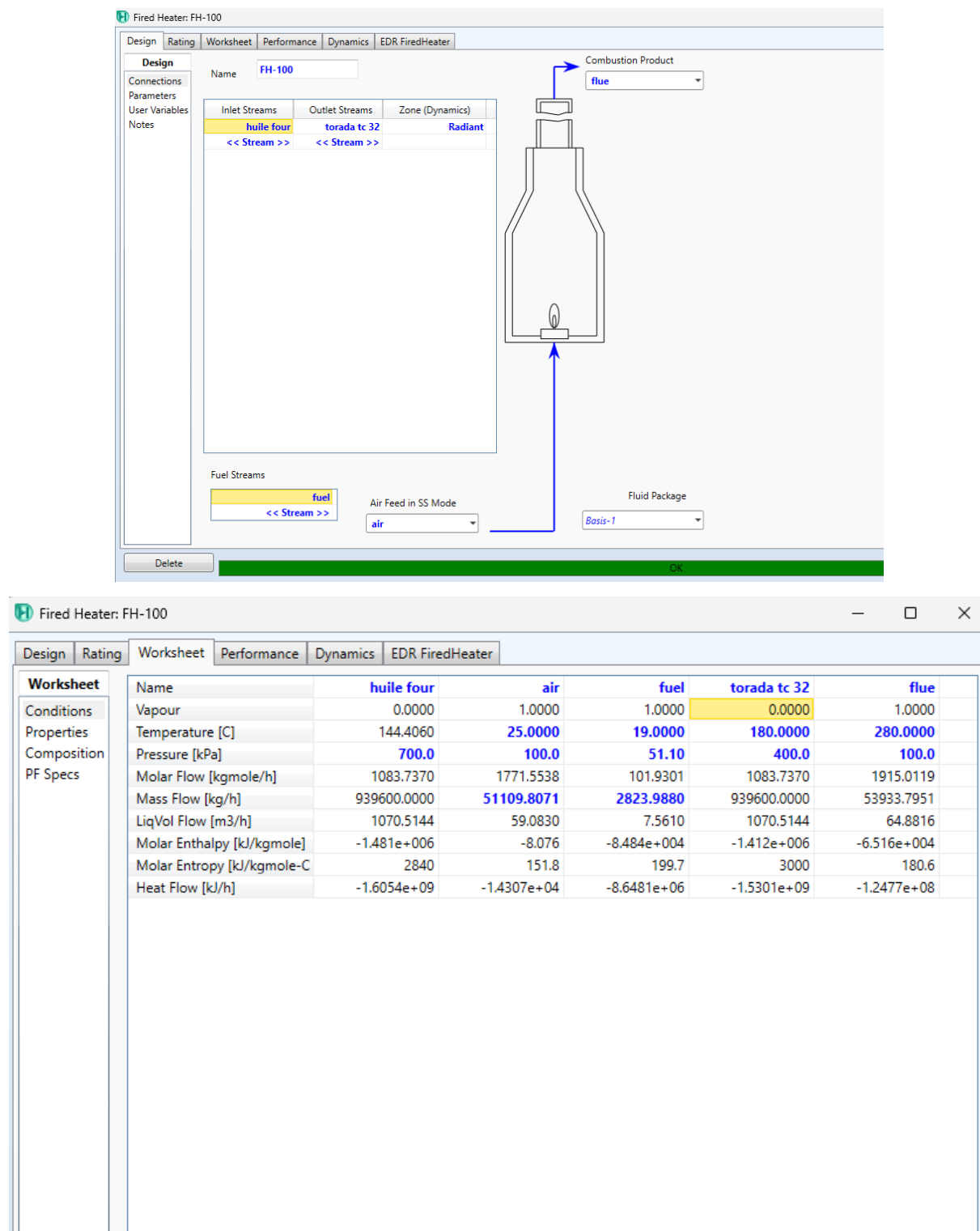
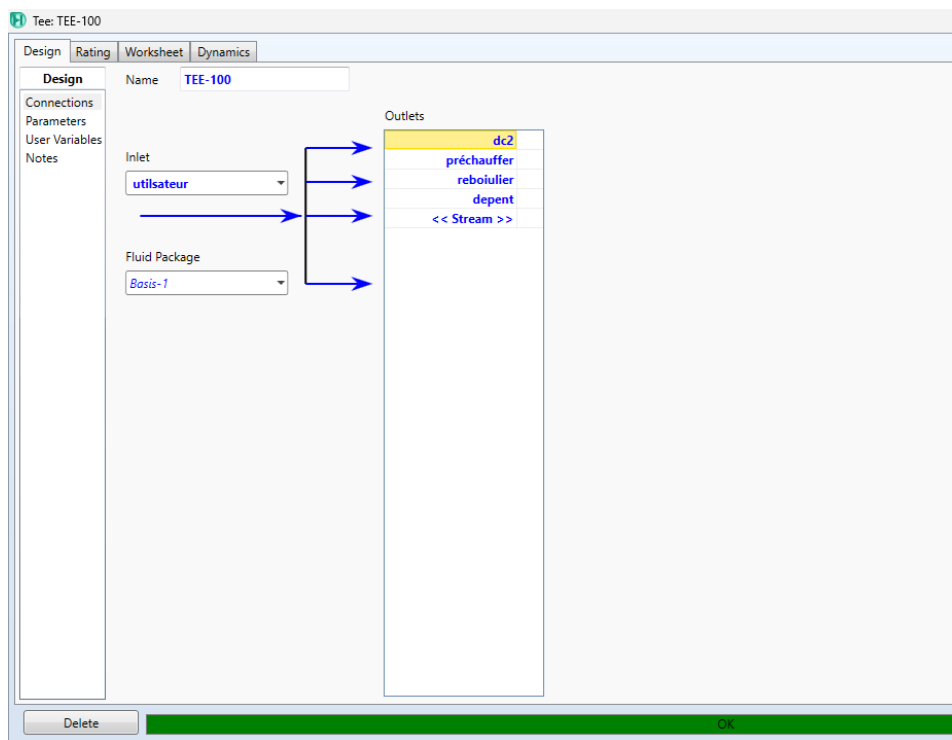
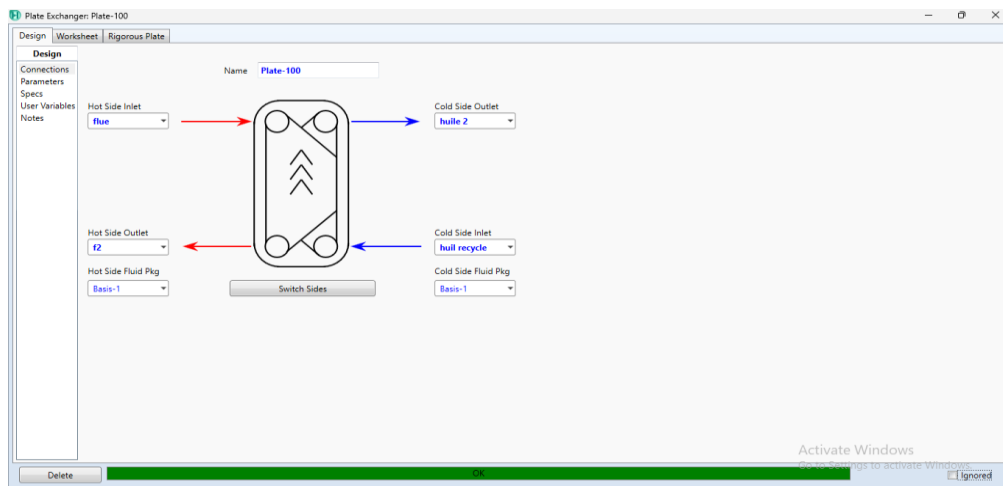


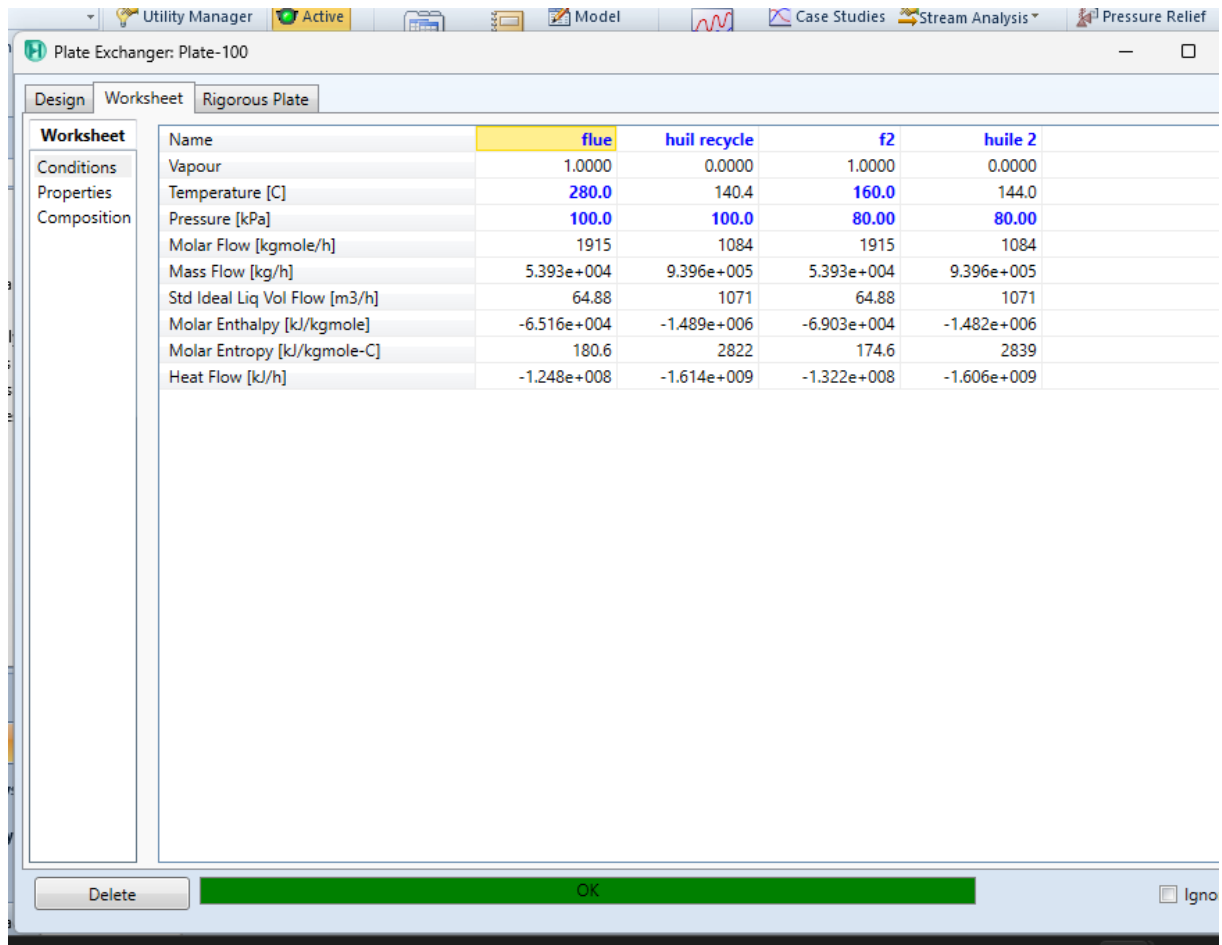
Figure IV-1 Worksheet fh-100

5. Ajouter un TEE 100 de la palette d'objet → Entré les stream de sortie



6. Ajouter un échangeur à plaque de la palette d'objet → Entré les stream d huile recycle et flue.

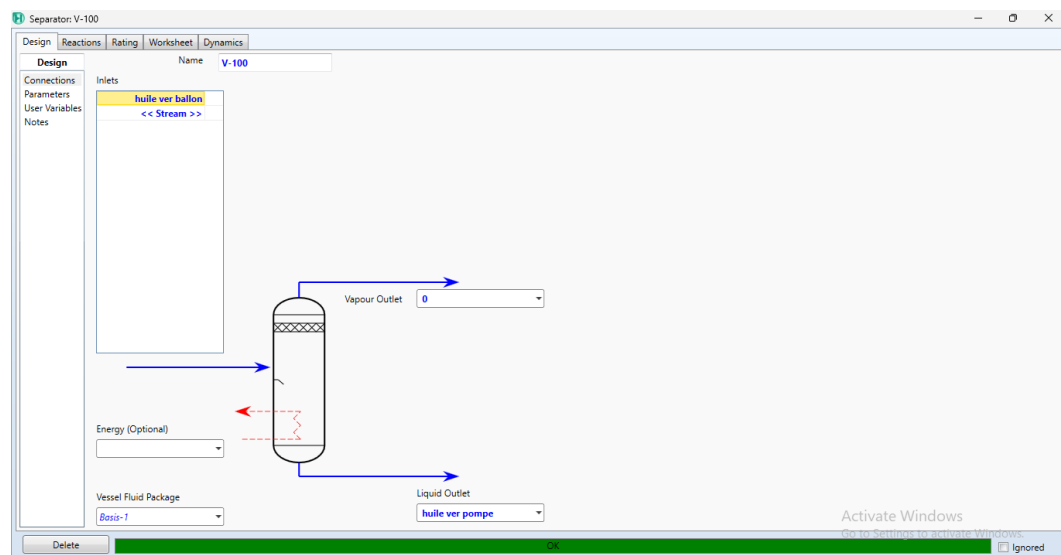




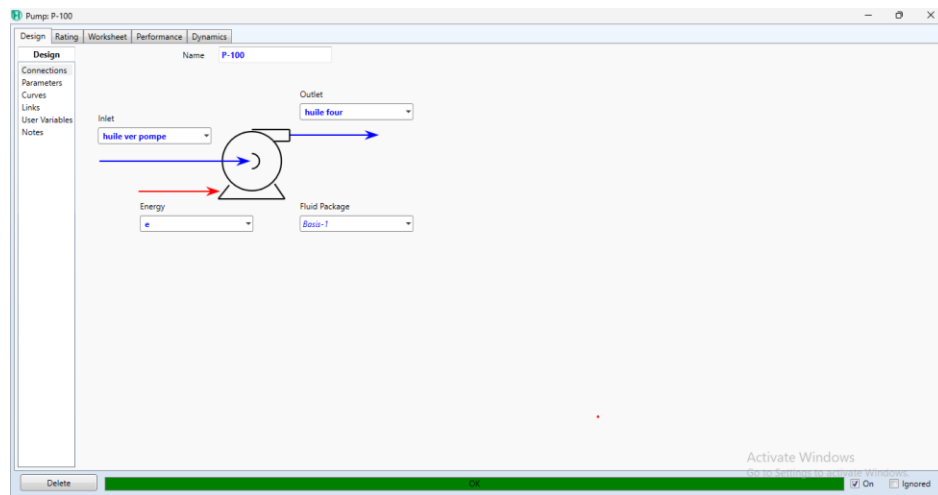
	flue	huile recycle	f2	huile 2
Name				
Vapour	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature [C]	280.0	140.4	160.0	144.0
Pressure [kPa]	100.0	100.0	80.00	80.00
Molar Flow [kgmole/h]	1915	1084	1915	1084
Mass Flow [kg/h]	5.393e+004	9.396e+005	5.393e+004	9.396e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	64.88	1071	64.88	1071
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6.516e+004	-1.489e+006	-6.903e+004	-1.482e+006
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	180.6	2822	174.6	2839
Heat Flow [kJ/h]	-1.248e+008	-1.614e+009	-1.322e+008	-1.606e+009

Figure IV-2 worksheet échangeur à plaque

7. Ajouter un séparateur à partir de la palette d'objet → Entré l'Intel et taper « huile 2».



8. Ajouter une pompe à partir de la palette a objets → Entré la sortie du pompe (outlet) «Stream Name » et taper « 4 » → Entré la pression « 789 Kpa ».



IV.3. Schéma général du simulateur HYSYS :

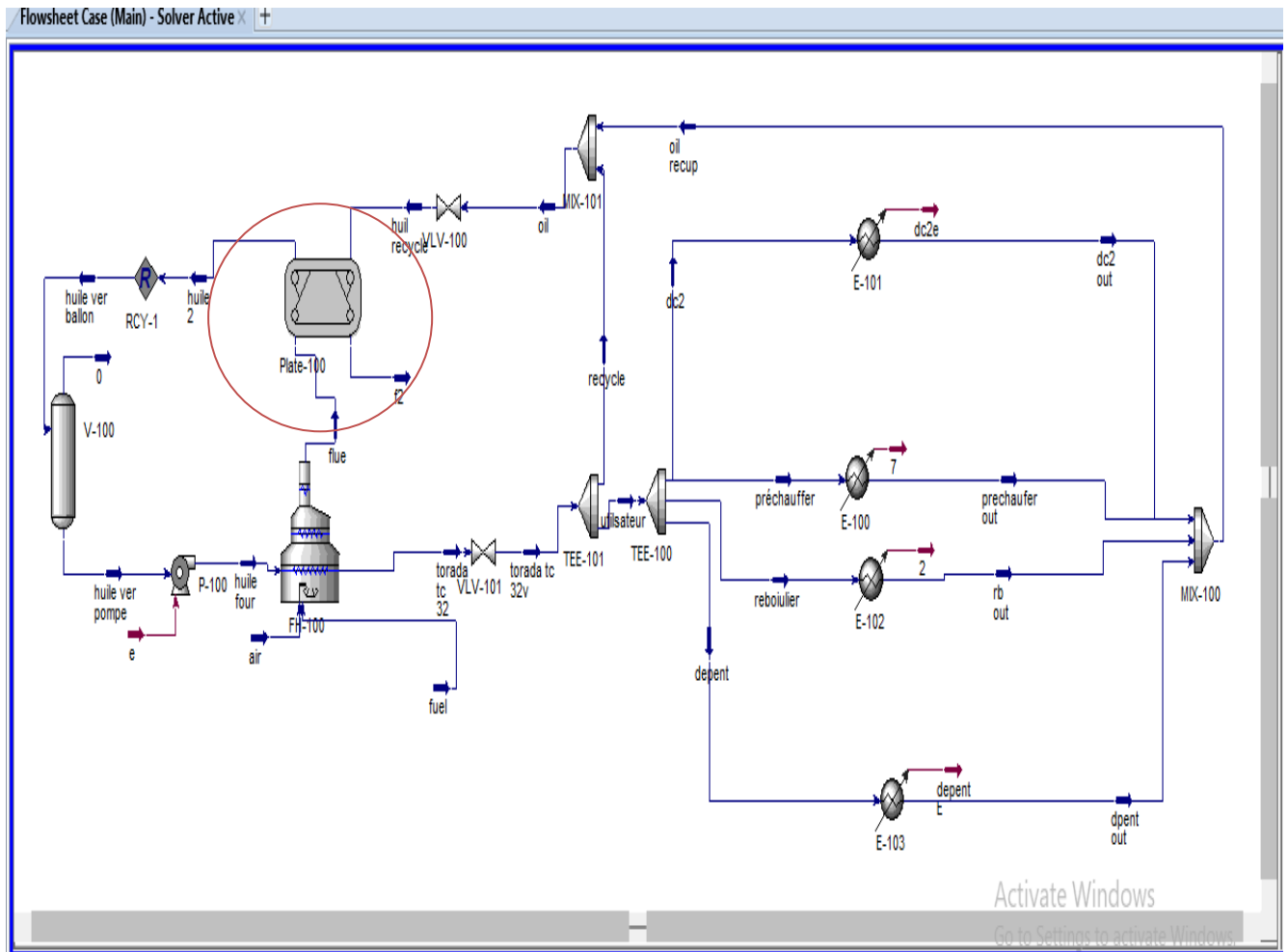


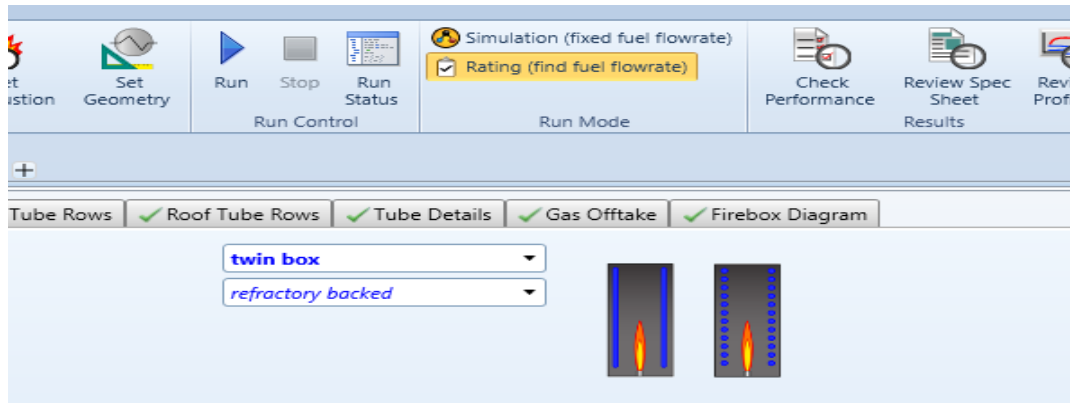
Figure IV-3 Schéma général du simulateur HYSYS

IV.4. Simulation par Aspen EDR

L'utilisation du logiciel Aspen EDR s'impose pour analyser plus en détail les performances thermiques du four. Contrairement à HYSYS, qui simule l'ensemble du procédé, EDR permet de simuler précisément les zones de radiation et de convection, tout en tenant compte des pertes thermiques, des rendements locaux et des contraintes de conception. Cet outil est donc indispensable pour évaluer le rendement réel du four en conditions industrielles.

IV.4.1. Etapes de la simulation par EDR

1. On choisit le mode rating (rating feul flowrate)



2. Ajouter les données du fluide caloporteur:

Process Data Fired Heater		
☒ Streams ☒ Flue Gas ☒ Injected Steam		
	Stream 1	Stream 2
Stream name	Huile TORADA	GN rechauffage
Total mass flow	kg/h	
	939600	2000
Inlet temperature	°C	
	140	0
Outlet temperature	°C	
	180	280
Inlet vapor mass fraction		
	0	0
Outlet vapor mass fraction		
	0	0
Pressure drop calculation option	Predict outlet pressure	Predict outlet pressure
Inlet pressure (abs)	MPa	
	0.76	0.8
Outlet pressure (abs)	MPa	
	0.7	0.77
Estimated pressure Loss	MPa	
	0.06	0.03
Minimum pressure	MPa	
	0.01	0.01
Heat load	kW	
Fouling resistance	m ² -K/W	
	0.00017	0.00017

3. Ajouter la composition du fuel.

Fuel Fired Heater	
✓ Fuel	✓ Gaseous Fuel
✓ CHONS Fuel	
Fuel 1	
Fuel name	
Fuel type identifier	gaseous
Mass / molar composition	<i>Weight flowrat</i>
Methane	0.3125
Ethane	0.5253
Propane	0.1362
Butanes	0.0015
Pentanes	0
Hexanes	0
Cyclohexane	0
Benzene	0
Ethene	0
Propene	0
Butenes	0.001
Pentenes	0
Butadienes	0
Acetylene	0

4. Ajouter la géométrie du four.

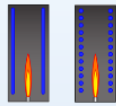
Model Setup Run Control Run Mode Results

Fuel Fired Heater

✓ Layout ✓ Main Tube Rows ✓ Roof Tube Rows ✓ Tube Details ✓ Gas Offtake ✓ Firebox Diagram

Fired heater type: **twin box**

Tube row layout: **refractory backed**



Firebox Dimensions

Height: **8300** mm

Length: **18950** mm

Width: **3880** mm

Inner diameter: mm

Number of cells in multi-cell firebox:

Elevation of floor of firebox: mm

Elevation of top of firebox: mm

Burner Details

Burner location: **bottom**

Type of burner: **natural draught, low NOX (API)**

Number of burners: **30**

Burner diameter: **100** mm

IV.4.2. Résultats obtenus par le modèle de simulation

- Pour une température d'entrée de 140°C :

Overall Summary × Fired Heater +		
FiredHeater Summary		
Heater duty	MW	25.23
Overall efficiency (%)	-	91.79
Firebox efficiency (%)	-	69.15
Fuel efficiency (%)	-	91.72
Fuel flowrate	kg/h	2107
Oxidant flowrate	kg/s	10.752
% Excess air		15
Heat from combustion of fuel	kW	27506.2
Firebox well-stirred gas temperature	°C	689
Bridgwall gas temperature	°C	575
Stack flue gas inlet temperature	°C	
Stack flue gas outlet temperature	°C	
Stack oxygen, mass percent, dry	-	3.18
Estimated draught loss	Pa	

- Pour une température de 143 °C

Overall Summary × Fired Heater +		
FiredHeater Summary		
Heater duty	MW	23.333
Overall efficiency (%)	-	91.78
Firebox efficiency (%)	-	70.18
Fuel efficiency (%)	-	91.76
Fuel flowrate	kg/h	1948
Oxidant flowrate	kg/h	35785
% Excess air		15
Heat from combustion of fuel	kW	25429.5
Firebox well-stirred gas temperature	°C	671
Bridgwall gas temperature	°C	555
Stack flue gas inlet temperature	°C	
Stack flue gas outlet temperature	°C	
Stack oxygen, mass percent, dry	-	3.18
Estimated draught loss	Pa	

IV.5. Etude économique

Pour une température d'entrée $t=140^{\circ}\text{C}$ on consomme 2107 kg/h de gaz combustible, et le débit du gaz combustible consommé est de 1948 kg/h pour une température de $T=143^{\circ}\text{C}$
 $\Delta Q_{\text{GN}} = 2107 - 1948 = 159 \text{ Kg/h}$.

Le gain en GN pour un train par ans = $159 \times 24 \times 365 = 1,392,840 \text{ Kg/ans}$.

Prix unitaire du GN: $1 \text{ Nm}^3/\text{h} = 1,255 \text{ DA}$.

$1 \text{ Nm}^3/\text{h} = 0,0446 \text{ Kg/h}$.

$x \text{ Nm}^3/\text{h} = 159 \text{ Kg/h}$.

$x = 3,565.022 \text{ Nm}^3/\text{h}$.

Le gain en GN pour un train par ans = $31,229,592.72 \text{ Nm}^3/\text{ans}$.

Le gain en GN pour 9 trains par ans = $31,229,592.72 \times 9 = 281,066,334.48 \text{ Nm}^3/\text{ans}$.

Prix du GN pour 9 trains = $281,066,334.48 \times 1,255 = 344,306,259.738 \text{ DA}$

Cette optimisation nous permet d'économiser une quantité annuelle de GN qui se traduit par une valeur de 344,306,259.738 DA

IV.6. Résultats et discussion

Cette étude démontre que la mise en place d'un système de récupération de la chaleur des fumées sur le four GP1Z représente un potentiel d'économie considérable, de l'ordre de **plus de 344 millions de dinars par an** pour l'ensemble de l'installation. Ce résultat justifie pleinement l'intérêt technico-économique de la solution proposée et confirme sa pertinence dans une démarche globale d'efficacité énergétique industrielle.

IV.7. Conclusion :

L'étude technico-économique menée dans ce chapitre a permis d'évaluer concrètement l'impact de la solution de récupération de la chaleur des fumées proposée pour le four industriel GP1Z. L'analyse des données expérimentales a mis en évidence une réduction significative de la consommation en gaz naturel, passant de **2 107 kg/h** à **1 948 kg/h**, soit un gain de **159 kg/h** par train, directement lié à l'abaissement de la température des fumées en sortie du four.

La projection de ce gain à l'échelle annuelle et à l'ensemble des **9 trains** de l'installation révèle un potentiel d'économie énergétique considérable, estimé à près de **281 millions de Nm^3 de gaz naturel par an**. Traduit en termes financiers, cette économie représente une valeur annuelle dépassant **344 millions de dinars**, ce qui confirme la rentabilité et la pertinence industrielle de la solution envisagée.

Ces résultats montrent que la récupération de la chaleur des fumées constitue non seulement un levier efficace d'amélioration du rendement thermique du four GP1Z, mais également une mesure à fort impact économique pour l'entreprise. Elle s'inscrit pleinement dans une démarche

d'efficacité énergétique durable, en réduisant les pertes thermiques qui représentent la principale source de dégradation du rendement global de l'installation.

CONCLUSION

V. Conclusion :

Le présent mémoire avait pour objectif l'étude du rendement thermique du four industriel GP1Z, dans le but d'identifier les sources de pertes énergétiques et de proposer des solutions d'amélioration adaptées aux contraintes opérationnelles de l'installation. Ce travail, mené dans le cadre d'une démarche rigoureuse alliant analyse théorique et exploitation de données expérimentales, a permis d'aboutir à des résultats concrets et significatifs.

Dans un premier temps, l'établissement du bilan thermique complet du four GP1Z a mis en évidence que les fumées de combustion constituent la principale source de pertes énergétiques de l'installation. Ces fumées, évacuées à des températures élevées, emportent une fraction importante de l'énergie produite par la combustion du gaz naturel sans qu'elle soit valorisée, ce qui pèse lourdement sur le rendement global du four et génère des coûts d'exploitation considérables.

Face à ce constat, nous avons proposé la mise en place d'un système de récupération de la chaleur des fumées comme solution d'optimisation énergétique. L'analyse des résultats a démontré que cette solution permet de réduire la consommation en gaz naturel de **159 kg/h par train**, soit un gain annuel de **1 392 840 kg/an** pour un seul train. Étendu à l'ensemble des **9 trains** de l'installation, ce gain atteint près de **281 millions de Nm³ de gaz naturel par an**, représentant une économie financière estimée à plus de **344 millions de dinars algériens par an**.

Ces chiffres illustrent clairement la rentabilité et la faisabilité de la solution proposée. Au-delà de l'aspect économique, cette optimisation contribue également à la réduction des émissions de gaz à effet de serre liées à la combustion, positionnant ainsi l'entreprise dans une démarche de développement industriel durable et responsable.

En définitive, ce travail confirme que l'amélioration du rendement des fours industriels passe nécessairement par une gestion rigoureuse des pertes thermiques, et que la récupération de la chaleur des fumées représente l'un des leviers les plus efficaces et les plus accessibles pour atteindre cet objectif. Les perspectives ouvertes par cette étude pourraient être approfondies par une étude de dimensionnement détaillée de l'échangeur de chaleur adapté, ainsi que par une analyse du temps de retour sur investissement de cette solution à l'échelle de l'installation complète.

Références bibliographiques

- [1] S. Morad, récupération des gaz torchés en état liquide, Mémoire de concours d'idées, complexe GP1/Z, 2018.
- [2] Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z
- [3] M.BENAMEUR, N.KHENAFOU, Etude de la récupération des gaz torchés dans la section BOG et la diminution des rejets des fumées. Mémoire de master, Université Abdelhamid Ibn Badis, Mostaganem, (2017)
- [4] C. H, soft de réfrigération, complexe GP1/Z, 2010.

annexe

Coefficient des équations du pouvoir calorifique de l'enthalpie et de l'entropie des mélanges de gaz parfaits

No.	Composant	A	B	Cx 10 ⁿ	Dx 10 [*]	Ex 10 [*]	Fx 10 [»]	0	Intervalle °C
CPT									
Non-Hydrocarbones									
1	Oxygène	-2,283574	0,952440	-0,281140	0,655223	-0,452316	1,087744	2,080310	-175 to 1200
2	Hydrogène	28,671997	13,396156	2,960131	-3,980744	2,661667	-6,099863	-11,801371	-175 to 1200
3	Eau	-5,729915	1,915007	-0,395741	0,876232	-0,495086	1,038613	0,702815	-175 to 1200
4	Sulfure d'hydrogène	-1,437049	0,998865	-0,184315	0,557087	-0,317734	0,636644	1,394812	-175 to 1200
5	Azote	-2,172507	1,068490	-0,134096	0,215569	-0,078632	0,069850	1,805409	-175 to 1200
6	Ammoniac	-2,202606	2,010317	-0,650061	2,373264	-1,597595	3,761739	0,990447	-175 to 1200
7	Carbone	9,572700	-0,199901	1,535456	0,267516	-0,811532	2,726889	1,687611	-175 to 1200
8	Monoxyde de carbone	-2,269176	1,074015	-0,172664	0,302237	-0,137533	0,200365	2,018445	-175 to 1200
9	Dioxyde de carbone	11,113744	0,479107	0,762159	-0,359392	0,084744	-0,057752	2,719180	-175 to 1200
10	Dioxyde de soufre	3,243188	0,461650	0,248915	0,120900	-0,188780	0,568232	2,086924	-175 to 1200
Paraffines									
11	Méthane	-16,228549	2,393594	-2,218007	5,740220	-3,727905	8,549685	-0,339779	-175 to 1200
12	Ethane	-0,049334	1,108992	-0,188512	3,965580	-3,140209	8,008187	1,995889	-175 to 1200
13	Propane	-1,717565	0,722648	0,708716	2,923895	-2,615071	7,000545	2,289659	-175 to 1200
14	n-Butane	17,283134	0,412696	2,028601	0,702953	-1,025871	2,883394	2,714861	-75 to 1200
15	2-Méthylpropane	26,744208	0,195448	2,523143	0,195651	-0,772615	2,386087	3,466595	-75 to 1200
16	n-Pentane	63,201677	-0,011701	3,316498	-1,170510	0,199648	-0,086652	4,075275	-20 to 1200
17	2-Méthylbutane	64,252075	-0,131900	3,541156	-1,333225	0,251463	-0,129589	4,572976	-20 to 1200
18	2,2-Diméthylpropane	27,380416	0,018305	3,063221	-0,375030	-0,530964	2,059134	3,388342	-75 to 1200
19	n-Hexane	-17,191071	0,959226	-0,614725	6,142101	-6,160952	20,868190	-0,207040	-75 to 700
20	2-Méthylpentane	33,798408	0,173685	2,348998	0,844100	-1,559115	5,534684	2,968423	-75 to 700
21	3-Méthylpentane	17,964768	0,397799	1,209870	3,254556	-3,942661	14,384148	2,149541	-75 to 700
22	2,2-Diméthylbutane	92,706801	-0,500323	4,525783	-2,415290	0,713199	-0,591097	5,617113	-20 to 700
23	n-Heptane	-0,153725	0,754499	0,261728	4,366358	-4,484510	14,842099	0,380048	-75 to 700
24	2-Méthylhexane	17,893709	0,404849	1,334653	2,877698	-3,511818	12,540055	1,823456	-75 to 700
25	3-Méthylhexane	36,807299	0,167431	2,262250	1,067097	-1,781538	6,169491	2,864993	-75 to 700
26	2,4-Diméthylpentane	11,508769	0,093303	2,598254	0,630349	1,428307	4,569218	2,847131	-20 to 700
27	n-Octane	2,604725	0,724670	0,367845	4,142833	-4,240199	13,734055	0,327588	-75 to 700
28	2,2-Diméthylhexane	21,451302	0,226073	2,074483	1,466277	-2,169048	7,742088	2,139163	-20 to 700
29	2-Méthylheptane	27,405630	0,305110	1,826883	1,744174	-2,311344	7,752627	2,038844	-75 to 700
30	2,2,4-Triméthylpentane	26,118096	0,039675	2,742294	0,328610	-1,206014	4,586420	2,846608	-75 to 700
31	n-Nonane	4,000278	0,707805	0,438048	3,969342	-4,043158	12,876028	0,257265	-75 to 700
32	n-Décane	-6,962020	0,851375	-0,263041	5,521816	-5,631733	18,885443	-0,412446	-75 to 700
33	n-Undécane	65,290564	-0,099827	3,472495	-1,354336	0,264721	-0,145574	3,407959	-20 to 1200
34	m-Dodécane	60,967391	-0,077548	3,420649	-1,308559	0,247576	-0,130380	3,227042	-20 to 1200
35	n-Tridécane	62,748642	-0,096018	3,463033	-1,353243	0,264564	-0,145439	3,245905	-20 to 1200
36	n-Tétradécane	61,655096	-0,092312	3,452192	-1,345181	0,261574	-0,143007	3,172971	-20 to 1200
37	n-Pentadécane	62,217244	-0,100961	3,472075	-1,366935	0,269684	-0,150082	3,163060	-20 to 1200
38	n-Hexadécane	60,927011	-0,095563	3,459313	-1,356807	0,265935	-0,146753	3,095128	-20 to 1200
39	n-Heptadécane	60,853132	-0,098655	3,465969	-1,365537	0,269340	-0,149768	3,071276	-20 to 1200
40	n-Octadécane	60,419501	-0,098876	3,466295	-1,367430	0,270024	-0,150334	3,038272	-20 to 1200
41	n-Nonadécane	59,195816	-0,092752	3,451465	-1,354690	0,265281	-0,146249	2,979932	-20 to 1200
42	n-Eicosane	59,163624	-0,095147	3,456592	-1,360776	0,267410	-0,147933	2,963523	-20 to 1200

H = 0 kJ/kg pour le gaz parfait à 0 K.

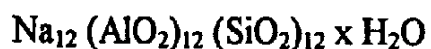
S = 1 kJ/kg K pour le gaz parfait à 0 K et 1 kPa

Les unités sont le kJ/kg pour l'enthalpie, le kJ/kg K pour le pouvoir calorifique et l'entropie.

PROPRIETES PHYSIQUE DE L'ADSORBANT

(TYPICAL PHYSICAL PROPERTIES)

CHEMICAL FORMULA

Conditions d'expédition

Le tamis moléculaire de type 4A-DG TRISIV 1/8 est disponible sous forme de granulés de 3,2 mm. Il est expédié sous containers acier, d'un poids net de 135 kg le container.

Propriétés typiques	Granulés 1/8"
Diamètre nominal des pores	4 angströms
Densité "non tassé" (moyenne)	640 kg/cm ³
Densité "tasse"	624 à 657 kg/m ³
Diamètre particule	3,2 mm
Résistance à l'écrasement	6,8 à 7,7 kg
Chaleur d'adsorption (max.)	1.000 kcal/kg H ₂ O
Capacité en eau à l'équilibre*	22% en poids
Teneur en eau (à l'emballage)	1,5% en poids

* En Lbs d'eau/100 lbs d'adsorbant activité à 17,5 mm Hg, 25°C.

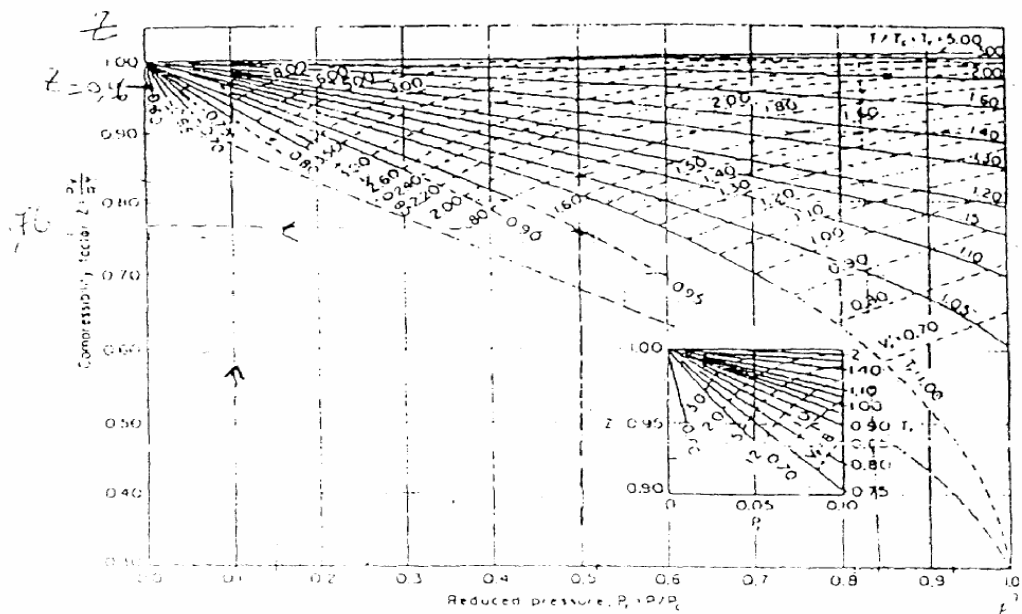


Figure VI-1 Generalized compressibility charts

$$\frac{v}{v_c} = \frac{Z}{Z_c} \left(\frac{T_r}{P_r} \right)^{1/3}$$

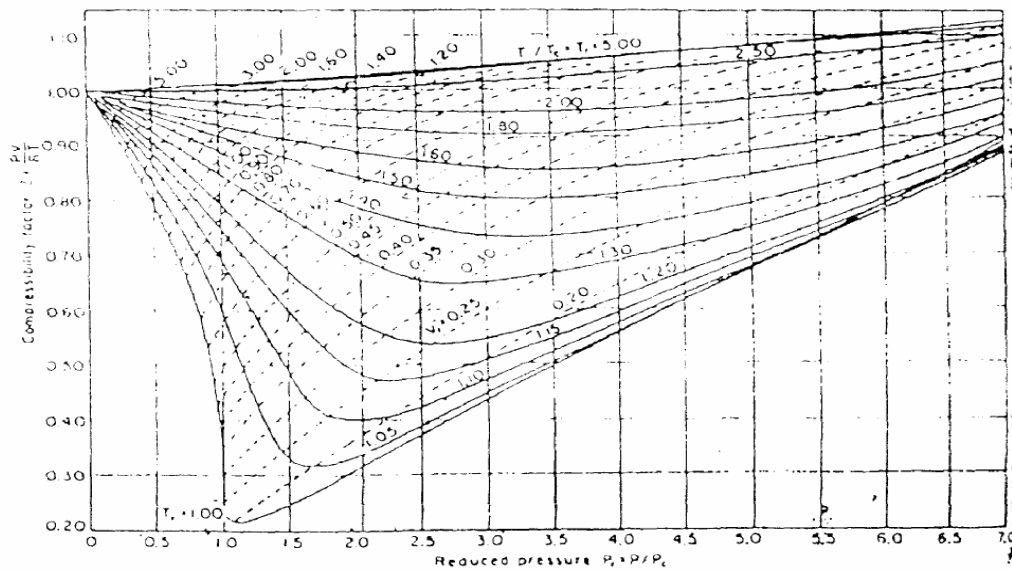
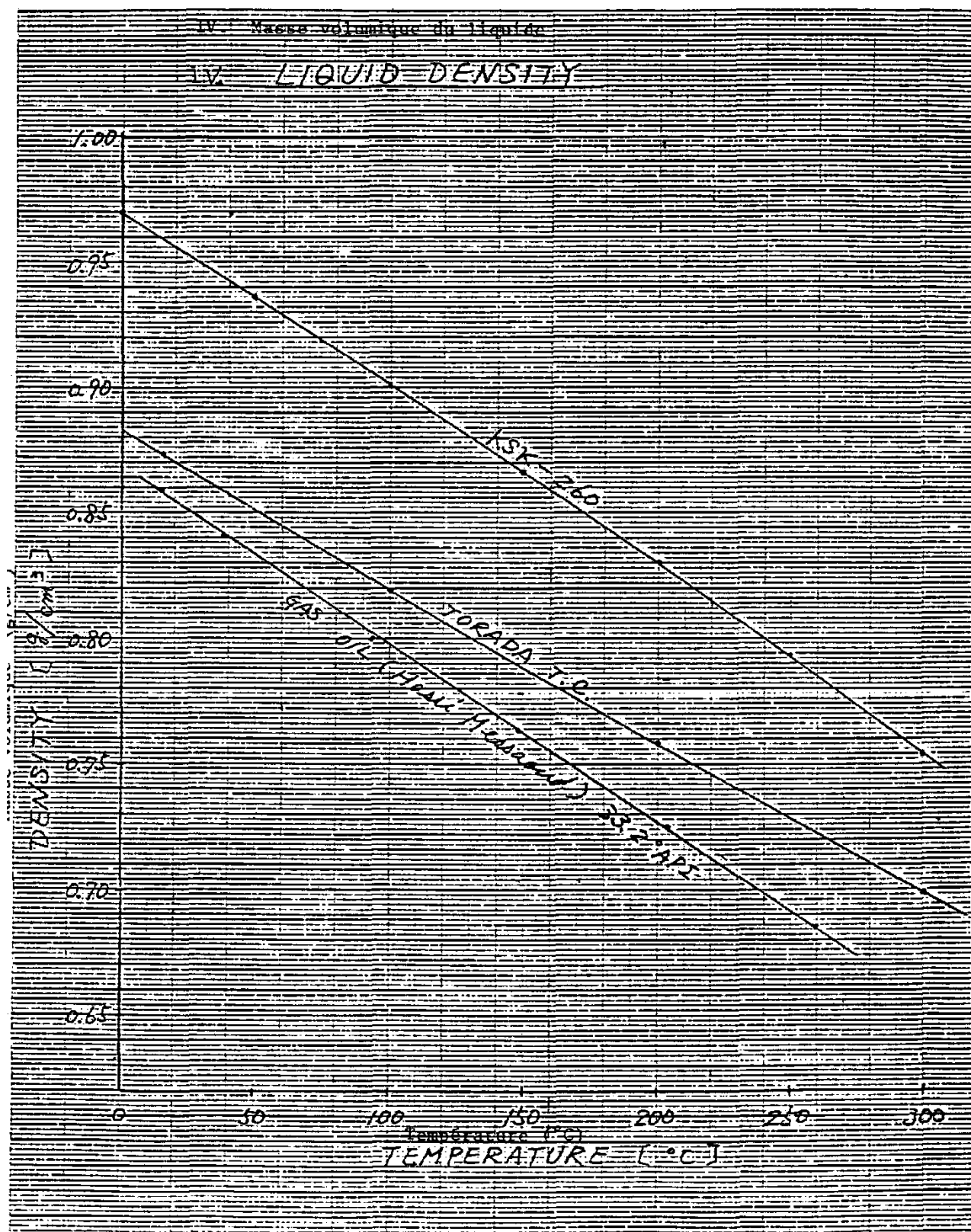
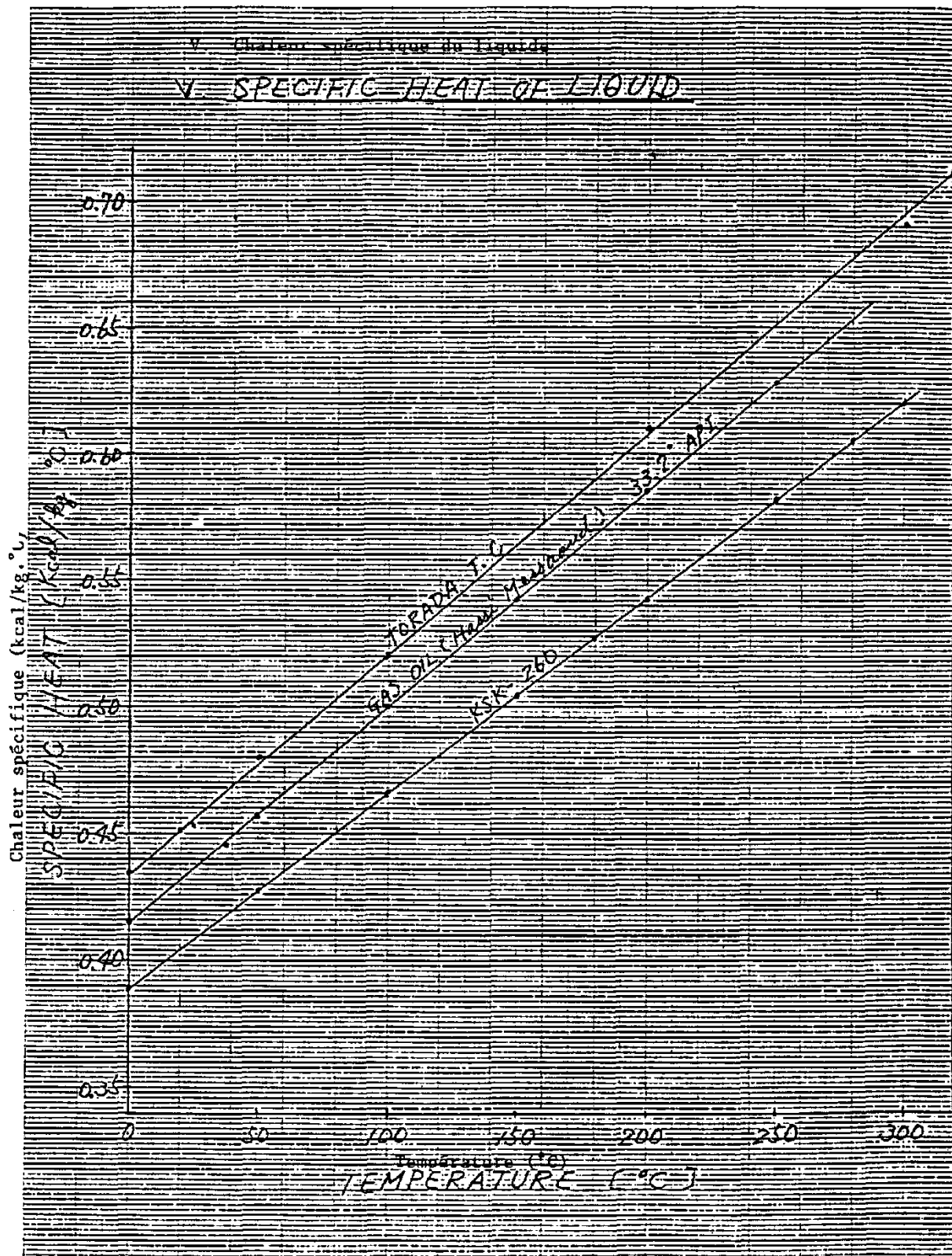


Figure VI-2 Determination du coefficient de compressibilité Z .

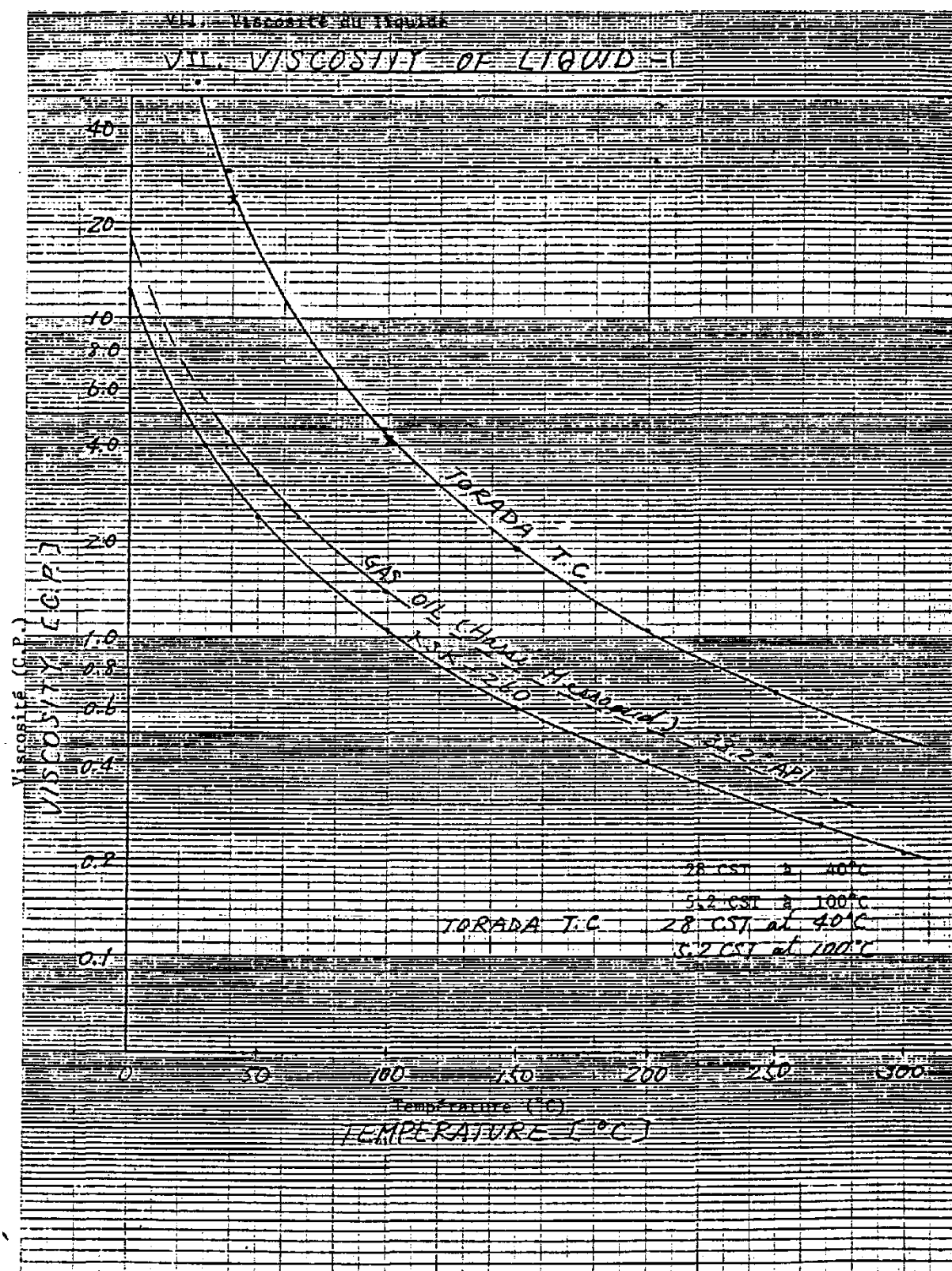
LA MASSE VOLUMIQUE D'HUILE « TORADA TC »



LA CHALEUR SPECIFIQUE D'HUILE « TORADA TC » »



VISCOSITE D'HUILE « TORADA TC »





CARACTERISTIQUE PHYSICO-CHIMIQUE		NORME	UNITE	RESULTAT		
				GARANTIE		TYPIQUE
				MINIMUM	MAXIMUM	
COULEUR		D 1500				
DENSITE A 15° C		D 1298				0.865
VISCOSITE	A 40 °C	D 445	CST			32
	A 100° C		CST			5.25
INDICE DE VISCOSITE		D 2270		93		96
POINT D'ECLAIR		D 92	°C			210
POINT D'ECOULEMENT		D 97	°C			-12
POINT D'AUTO INFLAMMABILITE			°C			230
CHALEUR SPECIFIQUE	à 0°C		Kcal/Kg/°C			0.434
	à 20°C		Kcal/Kg/°C			0.451
	A 320°C		Kcal/Kg/°C			0.712

SPECIFICATIONS :

Grade ISO VG 32

