



وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
جامعة عبد الحميد ابن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem
كلية العلوم و التكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie



N° d'ordre : M/GP/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Génie chimique

Thème

**Mauvais refroidissement de l'échangeur E-0034 de la
section BOG du propane du complexe GP1/Z**

Présenté par :

- M^{elle} Djelloul Hasna
- M^{elle} Laroui Mansouria

Soutenu le 30 / 06 / 2019 devant le jury composé de :

Présidente : M^{elle} k .MENAD M.C.B. -Mostaganem

Examinatrice : M^{me} K.SOLTANE M.A.A. -Mostaganem

Encadreur : M^{me} H. BELHOUARI M.A.A. -Mostaganem

Année Universitaire : 2018 / 2019



Remerciement

Au terme de ce travail, On tient à remercier Dieu le tout puissant de nous avoir donné le courage, la volonté et la patience pour achever ce travail.

*Nous avons l'honneur et le plaisir de présenter notre profondes gratitudes et nos sincères remerciements à Notre encadreuse **Mme BELHOUARI.H**, pour sa précieuse aide, ces orientations et le temps qu'elle nous nous accordée pour notre encadrement.*

Nous remercions par ailleurs vivement les membres du jury de nous avoir fait l'honneur de juger notre travail et d'assister à la soutenance.

Nous adressons nos sincères remerciements à tout Les chefs service de fabrication et stockage et tous les chefs des zones pour avoir permis de nous guider dans les meilleures conditions, tout particulièrement pour tous leurs efforts ,ainsi que tous les opérateurs et les ingénieurs qui nous ont aidés.

*Un spécial remerciement à ma nièce et ma sœur **Tata Hamida** pour son aide, son encouragement et le temps qu'elle ma consacrée pour moi.*

*Sont oublier tous les employées de la bibliothèque de l'**FTS** pour leur aide et leur compréhension.*

Finalement, nous remercions toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la concrétisation de ce mémoire.

Hasna





Dédicace

*A mon très cher **père***

Pour m'avoir soutenu moralement et matériellement jusqu'à ce jour, pour son amour, Et ses encouragements. Que ce travail, soit pour vous, un faible témoignage de ma Profonde affection et tendresse. Qu'ALLAH le tout puissant te préserve, t'accorde Santé, bonheur et te protège de tout mal.

*A ma très chère **mère***

Autant de phrases aussi expressives soient-elles ne sauraient montrer le degré D'amour et d'affection que j'éprouve pour toi. Tu m'as comblé avec ta tendresse et Affection tout au long de mon parcours. Tu n'as cessé de me soutenir et de M'encourager durant toutes les années de mes études. Qu'ALLAH te protéger et te Donner la santé, le bonheur et longue vie.

*A mes sœurs **Zohra**, **Aicha** et **Faiza**, à mes frères **Mansour** et **Abdallah** qui j'aime tant Pour leur petits mots et leur soutiens et mes belles sœurs **Khadra** et **Djamila***

*A mes **nièces** et mes **neveux**.*

Hasna



Sommaire

Introduction générale.....	01
-----------------------------------	-----------

Liste des figures

Nomenclatures

Chapitre I : Généralités

I.1.Historique	02
I.2. Présentation du complexe	02
I.3.Installations principales du complexe	03
I.3.1. Installations de stockage d'alimentation	03
I.3.2. Installations de productions GPL	03
I.3.3. Installations de stockage des Produits Finis	03
I.3.4. Installations de chargement.....	04
I.4. Procédés de stockage	04
I.4.1. Section BOG (Boil of Gaz)	04
I.4.2. Section de Chargement navires à Basse Température	05
I.5. Description et fonctionnement de la section BOG	06
I.5.1. Présentation de la section BOG (boil of gas)	06
I.5.2. Description de la section BOG propane.....	06
I.5.2.1. Le ballon d'aspiration.....	06
I.5.2.2. Les compresseurs.....	07
I.5.2.3. L'Aéro-réfrigérant	07
I.5.2.4. Le ballon récupérateur.....	07
I.5.2.5. Les économiseurs	07
I.5.3.Fonctionnement du procédé de reliquéfaction du propane dans la section BOG.....	09
I.5.4. Description de la section BOG butane.....	10
I.5.5. Fonctionnement du procédé de reliquéfaction du butane dans la section BOG	12

Chapitre II : Partie calcul

II.1.Présentation du problème	13
II.1.1.Les causes des problèmes	13
II.1.2 Conclusion	14
II.1.3 Solutions proposée.....	14
II.2.Description et Dimensionnement d'un échangeur.....	15
II.3. Procédée de calcul de l'échangeur E-0034	16
II.3.1. Calcul du coefficient d'échange global K	16

II.3.2. Calcul de l'efficacité	17
II.3.3. Calcul du flux thermique	17
II.3.4. Calcul de la différence moyenne logarithmique de température ΔTLM	17
II.3.5. Détermination du facteur de correction F	17
II.4. les étapes de fonctionnement et dimensionnement d'un déshydrateur.....	18
II .4.1. Les étapes de fonctionnement du deshsydrateur	18
II 4.2. Choix de l'emplacement du déshydrateur	21
II.4.3Dimensionnement	22
II.4.3.1.Propriétés du propane.....	22
II.4.3.2. Fiche technique du tamis moléculaire.....	22
II.4.3.3. Calcul des propriétés du propane	22
II .4.3.4. Calcul du diamètre minimum du lit	24
II.4.3.5. Calcul de la hauteur totale du lit	24
II.4.3.5.1. Calcul de la hauteur de la zone d'équilibre	25
II .4.3.5.2. Calcul de l'épaisseur de la paroi.....	27
II.4.3.6. Calcul du bilan thermique	29
II.4.3.6.1. Propriété du gaz de régénération.....	29
II.4.3.6.2 Calcul de la capacité calorifique du gaz de réchauffage (C_{p_g}).....	30
II.4.3.6.3. Calcul de la capacité calorifique du gaz de refroidissement ($C_{p_{ref}}$).....	31
II .4.3.6.4. Quantité totale de chaleur nécessaire à la régénération	31
II.4.3.6.5. Calcul de la chaleur fournie par le four	35
II.4.3.6.6. Calcul du temps de refroidissement.....	36
II.4.3.6.7. Calcul de la quantité de chaleur soutirée.....	36
II .4.3.7.Calcul le bilan de matière	36
II.4.3.7.1 Calcul du débit de GN chaud	36
II.4.3.7.2 Calcul de la perte de charge du GN chaud	38
II.4.3.7.3 Calcul du débit de GN froid	39
II.4.3.7.4 Calcul de la perte de charge de GN froid	40
II.4.3.8. Résumé des résultats	42
Conclusion	44

Recommandations

Bibliographie

Les annexes

Liste des figures

Figure I.1 : Schéma principe de du procédé du (GPL).

Figure I.2 : Schéma de la section BOG propane.

Figure I.3 : Schéma de la section BOG butane.

Figure II.1 : Echangeur tubulaire à courant croisé .

Figure II.2 : l'économiseur E- 0034 .

Figure II.3 : Schéma de la phase d'adsorption.

Figure II.4 : Schéma de la phase de drainage.

Figure II.5: Schéma de la phase dépressurisation.

Figure II.6: Schéma de la phase pressurisation.

Figure II.7 : Schéma de la phase remplissage.

Figure II.8 : Schéma de la section BOG avec le déshydrateur.

Figure II.9 : Schéma de la phase chauffage.

Figure II.10 : Schéma de la phase refroidissement.

Nomenclatures

BOG : boil of gaz .

HP : haute pression .

MP : moyenne pression .

BP : basse pression.

TEMA : Tubular Exchanger Manufacturer's Association (norme américaine).

AKU : **A** : un distributeur avec un fond soudé.

K : une calandre du type rebouilleur.

U : un faisceau de tubes en U.

GN : gaz naturel .

BTU : british termel unit.

ppm : partie par million .

Introduction

L'histoire de la civilisation est en grande partie l'histoire de la conquête de l'énergie par l'homme. Grâce à des techniques de plus en plus perfectionnées, l'homme a su découvrir et exploiter l'une après l'autre, les cachettes où la nature avait stocké l'énergie : les gisements de charbon, le pétrole et le gaz.

Le sud Algérien possède des richesses naturelles, parmi les quelles nous citons les réserves en hydrocarbures liquides et gazeux. Le gaz naturel extrait des champs nécessite une première séparation sur site et une séparation finale près des zones de consommation. Pour atteindre cet objectif, notre pays a investi d'énormes sommes pour installer des complexes de séparation, comme c'est le cas du complexe GP1Z

Le complexe GP1.Z, est l'une des unités productrices de propane, de butane. Elle possède deux sections de récupération, l'une pour récupérer les vapeurs du propane et l'autre pour récupérer les vapeurs du butane phase 1 et phase 3.

Ces sections de récupération sont équipées d'une gamme d'instruments et de main d'œuvres importantes. La réalisation ainsi que la maintenance de ces sections nécessite un investissement important, qui reste négligeable devant le produit récupéré et la protection de l'environnement.

Nous entamerons en premier chapitre une présentation générale du complexe GP1Z qui sera suivi par une description détaillée de la section BOG (boil of gaz). Puis nous avons jugé utile d'étudier le problème en détail dans le chapitre II pour une meilleure compréhension du problème. Dans la partie suivante, nous expliquons le choix de notre proposition.

A la fin de notre travail nous concluons par l'élaboration de recommandation que nous avons regroupée tout le long de cette étude.

I.1. Historique [1] :

Le complexe GP1/Z dénommé "**JUMBO-GPL**" est parmi les premiers producteurs de GPL dans le monde. Ces capacités de production sont de **9 millions de tonnes par an**. Il a pour objectif le traitement d'une charge GPL venant de plusieurs sources du sud algérien (HASSI-MESSAOUD et HASSI-RMEL) pour la production des produits **PROPANE et BUTANE** ambiants et liquéfiés.

Construit avec le concours d'un consortium japonais **IHI-C-HTOH**, dans le cadre d'un contrat clé en main, le complexe a été réceptionné le 02-09-1984 en trois (03) phases de construction.

En **1983**, le complexe disposait de quatre trains (**phase I**) de traitement GPL qui lui permettait de produire 4 millions de tonnes par an.

En **1998**, le complexe a connu une extension par l'ajout de deux (02) nouveaux trains (**phase II**), cette extension a augmenté la production pour atteindre 6 millions de tonnes par an.

En **Mars 2010** une dernière extension du complexe avec Trois (03) nouveaux trains (**phase III**), rendant le complexe avec une production théorique de 9 millions de tonnes par an.

I.2. Présentation du complexe [1]:

Le complexe **GP1/Z** de l'entreprise nationale SONATRACH dénommé (jumbo GPL) pour ses grandes capacités et le dernier-né des ensembles industriels de la zone d'ARZEW.

Le complexe **GP1/Z** conçu dans le but de traiter le mélange brut de **GPL** venant de plusieurs sources du sud algérien, et de produire du propane et du butane comme produits finis pour les commercialisés, soit par navires ou par camions citernes. La capacité annuelle de la production était alors de 4 millions de tonnes par an.

Durant l'année **1998**, le complexe a vu sa production augmenter à **6 millions de tonnes par an** avec l'extension de sa première phase en construisant deux autres trains par le même constructeur.

Actuellement la production du complexe **GP1/Z** a été à **9 millions de tonnes par an** grâce à la troisième extension qui a été réalisée en 2010.

I.3. Installations principales du complexe :

Le complexe **GP1Z** est constitué plusieurs Installations qui sont comme suites :

- Les installations de stockage d'alimentation
- Les installations de Production **GPL**.
- Les installations de Stockage des Produits Finis
- Les installations de chargement

I.3.1. Installations de stockage d'alimentation :

Ces installations se composent de vingt deux (22) **sphères** qui stockent temporairement la charge et ont une capacité globale de **22000 m³**, et de **1000 m³** chacune. Les vingt deux sphères sont réparties en quatre groupes comportant chacun quatre sphères et quatorze pompes d'alimentations plus un nouveau groupe qui comporte six sphères : dont trois groupes pour la phase **I** et un seul groupe identique pour la phase **II**, et un seul groupe identique pour la phase **III**.

I.3.2. Installations de productions GPL :

Ces installations comprennent neuf (9) trains de production dont trois nouvellement installés (phase **III**), et chaque train compose :

- ✓ Section déshydratation.
- ✓ Section séparation.
- ✓ Section réfrigération.
- ✓ section huile chaude

❖ Zone d'utilité :

Elle alimente les divers zones de production en :Fuel (gaz naturel) : Air : (Air instrument, Air service) ,Vapeur , Eau (l' eau distillé et l'eau potable) , Méthanol ,Gasoil ,Azote ,Un générateur électrique de secours , Un système de sécurité vide-vite (Blow-down), Les torches.

I.3.3. Installations de stockage des Produits Finis :

- **08** bacs pour le stockage des produits finis " propane et butane" à basse température de capacité **70.000 m³** (4 Bacs pour le propane et 4 Bacs pour le butane).
- **04** sphères de **500** de capacité unitaire pour le stockage des produits finis propane et butane à température ambiante.
- **01** sphère de **500 m³** de capacité pour le stockage du pentane

- **04** unités de récupération des vapeurs de propane et butane (02 pour le **BOG** propane et deux pour le **BOG** butane)

I.3.4. Installations de chargement :

Les produits stockés sont expédiés vers les acheteurs par deux façons différentes :

1. Expédition par navires : cela concerne les produits à basse température (marché extérieur).
 2. Expédition par camion : destinés au marché national et concerne les produits à température ambiante.
- ❖ On a aussi :
- 05 salles de contrôle.
 - Un système de télésurveillance.

I.4. Procédés de stockage [2] :

A / Stockage à basse température:

Cette section assure le stockage des produits finis .Elle comprend 8 bacs de stockage à basse température dont :

- ❖ Quatre pour le propane à $T = - 41$
- ❖ Quatre pour le butane à $T = - 6$

B/ Stockage à température ambiante :

Cinq sphères de stockage à température ambiante dont :

- ❖ Une pour le propane à $P = 3,8 - 18 \text{ kg/cm}^2$
 - ❖ Trois pour le butane à $P = 0,5 - 6,5 \text{ kg/cm}^2$
 - ❖ Une pour le pentane à $P = 0,1 - 1,3 \text{ kg/cm}^2$
- Avec une capacité de 500 m^3 de chaque sphère

I.4.1. Section BOG (Boil of Gaz) / Récupération des Gaz Evaporés :

Le but de cette récupération est la liquéfaction des gaz d'évaporation pour les renvoyer dans les systèmes de stockage.

Ces gaz d'évaporation proviennent des différentes capacités de l'usine (ex. les bacs de stockage et l'évaporation des gaz contenus dans les citernes, des navires au moment de leur chargement).

I.4.2. Section de Chargement navires à Basse Température :

Deux quais de chargements sont respectivement installés au bout des jetées

D₁ et **M₆**, le débit de chargement maximal pour les deux jetées est comme suit:

Poste **D₁** 4.000 m³/hr.

Poste **M₆** 10.000 m³/hr.

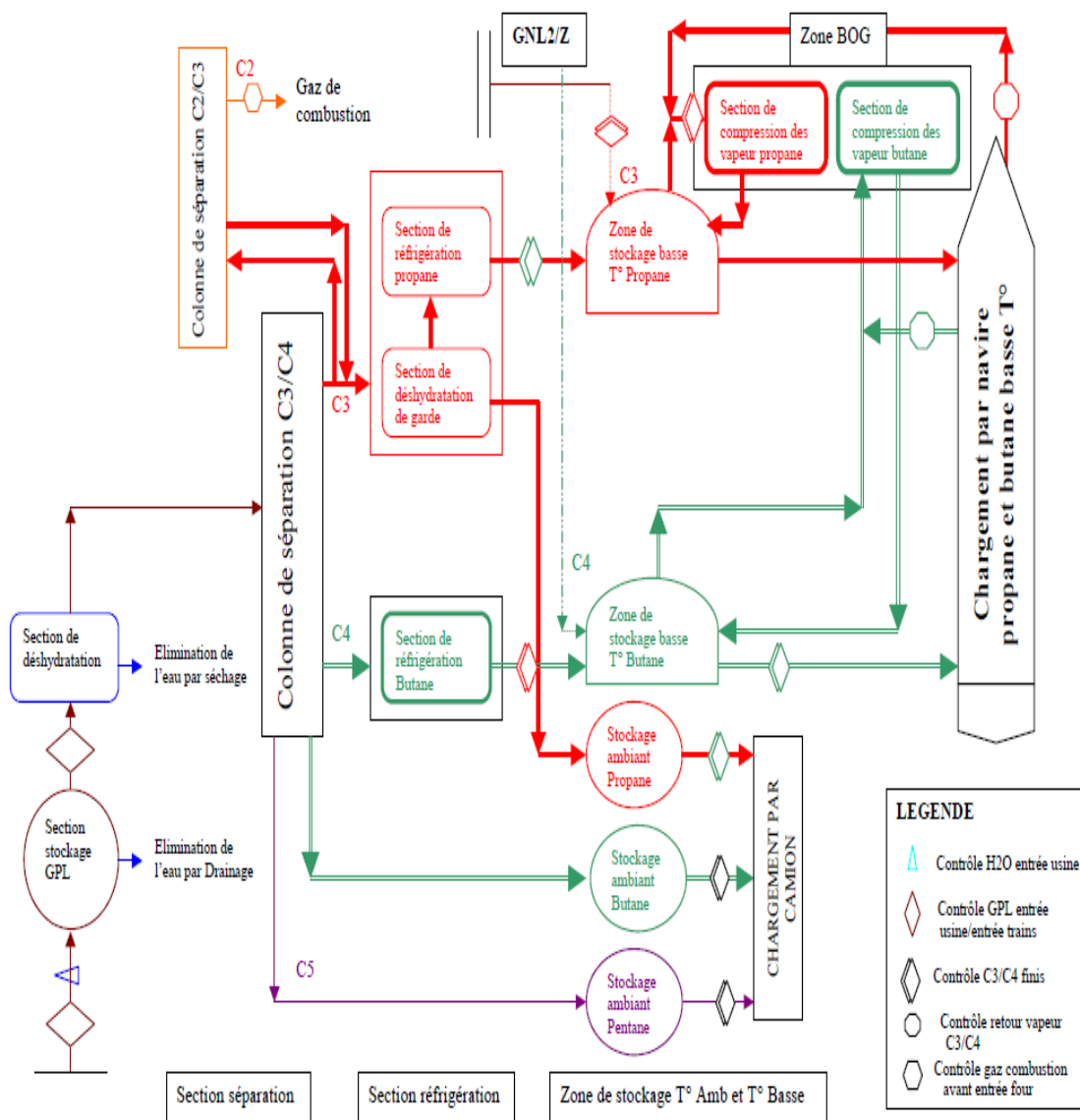


Figure I.1 : Schéma principe de procédé du (GPL)

I.5. Description et fonctionnement de la section BOG [3]:

I.5.1. Présentation de la section BOG (boil of gas) :

La section de reliquefaction des vapeurs **BOG** a pour but de contrôler la pression dans les réservoirs de stockage à basse température, aussi bien pendant le stockage que pendant les opérations de chargement, en récupérant les vapeurs excédentaires provenant des bacs de stockages à basse température et les retours de vapeur des jetées **D1** et **M6** lors de chargement navires des jetées, en les comprimant pour qu'elles puissent être reliquéfiées à la température ambiante, et en retournant les vapeurs reliquéfiées sous forme de condensats réfrigérés aux réservoirs à basse température à la pression de stockage dans le réservoir qui doit être maintenue dans la gamme de 300 à 800 mmCE.eff, sans perte de produit.

Il y a deux unités de reliquefaction, une pour fonctionner avec les réservoirs à propane, et l'autre avec les réservoirs à butane. Le gaz évaporé dans le réservoir **BuPro** peut être traité dans l'une ou dans l'autre unité. Le niveau liquide dans les réservoirs à basse température varie de **3,5 à 28,8 m**. Le système de reliquefaction des vapeurs (BOG) est conçu sur la base du niveau liquide le plus élevé. La capacité nominale de l'unité de reliquefaction de propane est de **43,52 t/h** et celle de l'unité de reliquefaction du butane est de **28,63 t/h**.

Les sources de gaz à reliquéfier sont les suivantes :

- Gaz des réservoirs à basse température.
- Gaz de retour de la jetée **D1** et **M6**.
- Les trains V-T-0013 **PH1**.

I.5.2. Description de la section BOG propane :

La section BOG propane fonctionne par le même principe d'un cycle frigorifique et comprendra :

- Un ballon d'aspiration (**V-0011**).
- Une batterie de **05** compresseurs (04 compresseurs à 3 étages peuvent travailler en parallèle et le 5^{ème} en gardé).
- Un condenseur type Aéro-réfrigérant (**E-0031**).
- Un ballon récupérateur de condensat (**V-0012**).
- Une série d'économiseurs (**E-0032, E-0033, E-0034**).

I.5.2.1. Le ballon d'aspiration :

Le ballon d'aspiration V-0011 est de type vertical assumant le double rôle de décantation du propane liquide et le débit nécessaire à l'aspiration des compresseurs.

I.5.2.2. Les compresseurs :

Pour le propane, le système BOG est composé de cinq compresseurs alternatifs à pistons entraînés par moteurs électriques. Le fonctionnement dépend du débit de vapeur à l'aspiration et la température de stockage.

I.5.2.3. L'Aéro-réfrigérant :

Pour satisfaire aux besoins de la liquéfaction, les vapeurs du propane refoulées par la compression finale sont totalement condensées à travers le condenseur aéro-réfrigérant.

I.5.2.4. Le ballon récupérateur :

Le ballon récupérateur (V-0012) est un accumulateur du condensat du propane servant à l'alimentation des trois étages de réfrigération (économiseurs HP, MP et BP).

I.5.2.5. Les économiseurs :

Les économiseurs sont des échangeurs de chaleur, ils sont alimentés par un même produit (propane) coté tube et coté calandre. L'échange thermique produit donc un refroidissement du propane circulant dans les tubes et une vaporisation du propane contenu dans la calandre. Les vapeurs de propane sortant du sommet de la calandre des économiseurs **MP (E-0033)** et **HP (E-0032)** sont reprises respectivement par les aspirations deuxième étage et troisième étage. Les vapeurs de l'économiseur **BP (E-0034)** sont réexpédiées dans la ligne d'entrée du ballon d'aspiration. Ce système en circuit fermé, permet de récupérer le maximum du propane évaporé.

La figure suivante représente la section **BOG propane** :

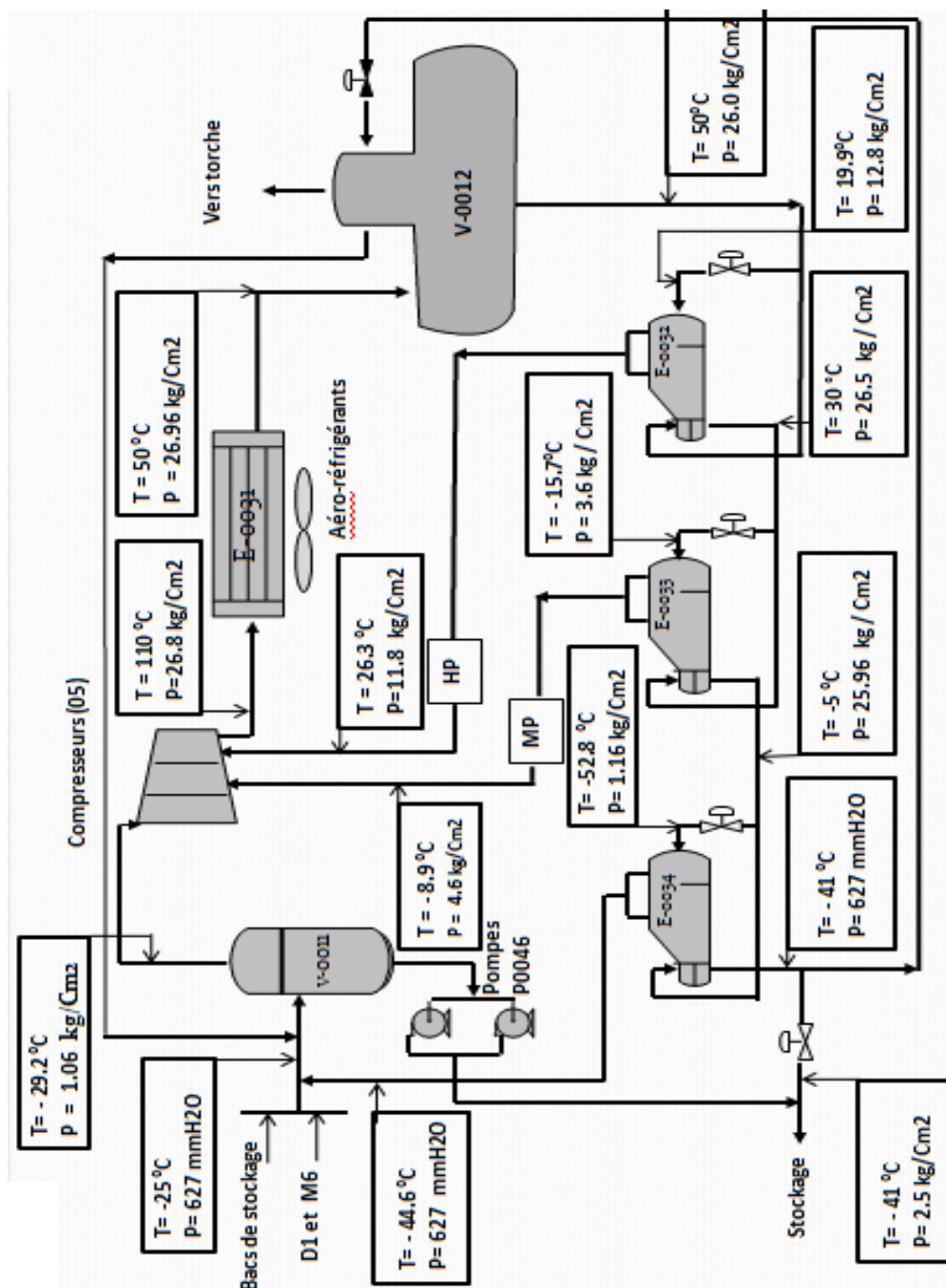


Figure I.2 : Schéma de la section BOG propane

I.5.3.Fonctionnement du procédé de reliquéfaction du propane dans la section BOG :

Le propane évaporé contenant une grande proportion d'éthane (jusqu'à 25 % en volume) est dirigé vers le ballon d'aspiration du compresseur qui provient des deux sources :

➤ La première source est la région de stockage à basse température, ou le gaz s'évapore en raison du volume de liquide stocké dans les réservoirs, ou le propane produit déplace la vapeur au fur et à mesure qu'il remplit le réservoir, la vapeur détendue venant de la section de réfrigération est introduite directement dans le collecteur des gaz évaporés dans la région de stockage à basse température.

➤ La deuxième source des gaz est constituée par le chargement sur navires ces gaz arrivant dans le ballon d'aspiration.

A la sortie du ballon d'aspiration du compresseur, les gaz passent à l'étage de basse pression du compresseur. La température du gaz aspiré est maintenant au dessous d'un maximum de moins 22 °C, par injection de condensât refroidi dans la ligne alimentant le ballon d'aspiration. Au refoulement de l'étage BP, le gaz comprimé est mélangé à la vapeur saturée produite par l'économiseur E-0033 de l'étage MP, avant d'entrer dans l'étage de compression à moyenne pression.

Au refoulement de l'étage MP, le gaz comprimé est également mélangé à la vapeur saturée produite par l'économiseur E-0032 de l'étage HP avant de pénétrer dans l'étage HP de compression, qui est l'étage final.

Au refoulement du compresseur, le gaz surchauffé est condensé dans l'aérocondenseur E-0031, et les condensats s'accumulent dans le réservoir V-0012. La pression dans V-0012 est maintenue à un minimum de 13,5 kg/cm²eff, en réglant le pas des pales des ventilateurs de l'E-0031.

Pour le reste, on laisse la pression dans le réservoir fluctuer selon la température ambiante et la composition du gaz évaporé, jusqu'à un maximum de 27,9 kg/cm²eff, à cette pression, la vanne à la sortie du condenseur de récupération s'ouvre pour évacuer le gaz excédentaire vers la torche. Il s'agit normalement de composants inertes qui se sont accumulés dans V-0012. Les condensats qui s'accumulent en V-0012 sont renvoyés aux réservoirs à basse température, sous contrôle de niveau à V-0012. Les condensats passent d'abord par l'économiseur E-0032 de l'étage HP.

Ensuite par l'économiseur E-0033 de l'étage MP, avant d'être envoyés vers l'économiseur E-0034 de l'étage BP, pour être acheminés à la région de stockage à basse température.

A chaque étage des économiseurs, les condensats sont réfrigérés coté tubes par détente de condensât, prélevé à l'entrée de l'économiseur et sous contrôle de niveau de ce dernier, à la pression d'aspiration de l'étage correspondant coté calandre. De cette manière, les condensats retournent au réservoir de basse température un peu au dessus du point de bulle atmosphérique. Au ballon d'aspiration V-0011, la pompe de reprise P-0046 assure l'évacuation du produit réfrigéré qui est envoyé par la pompe booster de chargement au V-0011. Le fonctionnement des compresseurs de propane dépend de la pression dans le réservoir à basse température pour le propane. Le régulateur de pression sur le collecteur de gaz évaporés pilote le mécanisme de soulèvement des clapets aux compresseurs de sorte que la pression dans les réservoirs soit maintenue dans la plage de 300 à 800 mmCE.eff.

I.5.4. Description de la section BOG butane :

La section BOG butane comprend les mêmes particularités que le système BOG propane sauf qu'elle est équipé seulement de :

- **3** compresseurs de type alternatif à piston à **2** étages **BP** et **HP** (2 en service et le 3^{ème} en réserve).
- **2** économiseurs.

La figure suivante représente la section **BOG butane** :

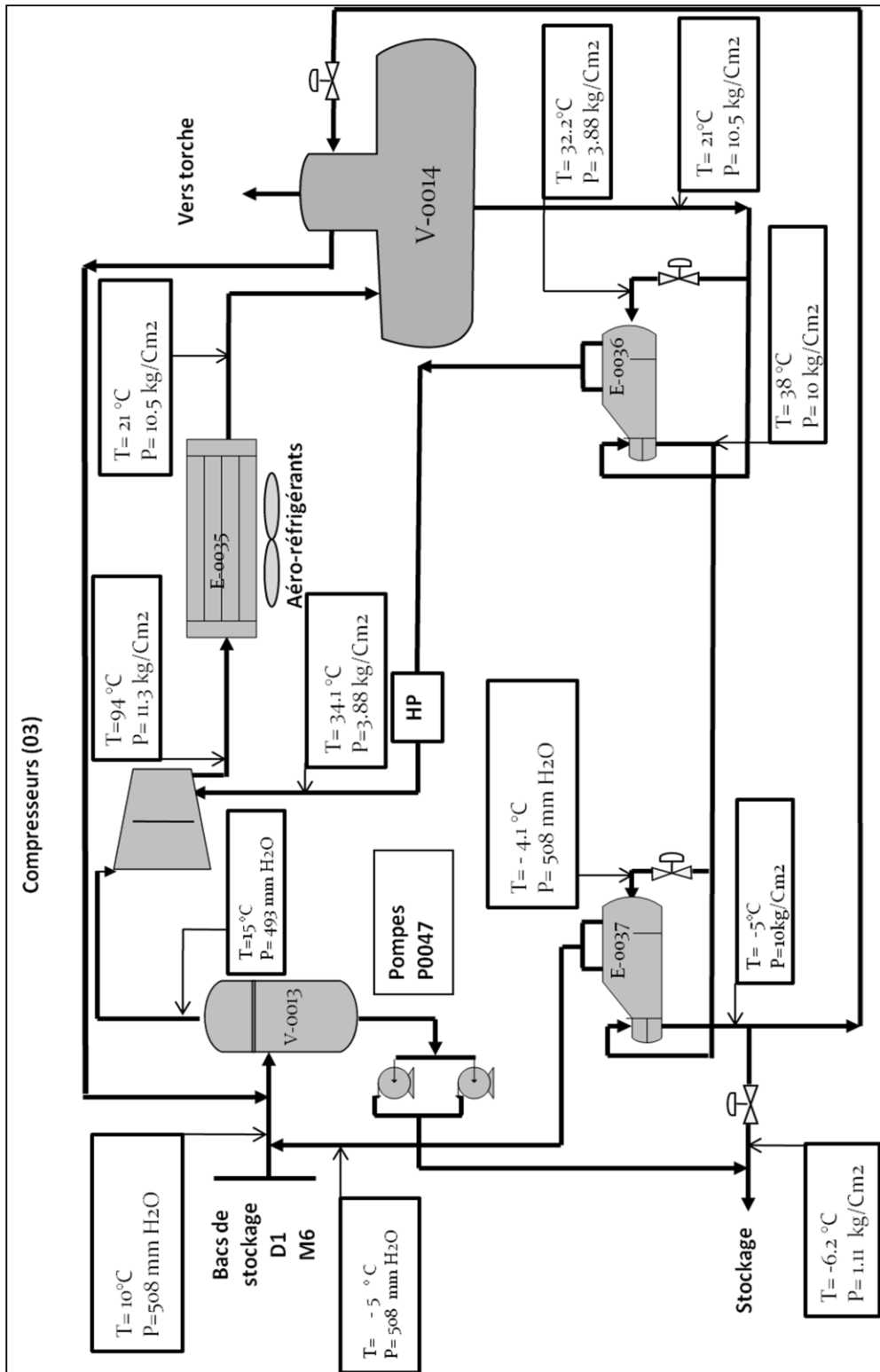


Figure II.2 Section BOG butane

Figure I.3 : Schéma de la section BOG butane

I.5.5. Fonctionnement du procédé de reliquéfaction du butane dans la section BOG :

L'unité BOG du butane est largement semblable à celle du propane. Le butane évaporé est envoyé au ballon d'aspiration des compresseurs **V-0013**, et provenant des deux sources :

➤ La première source est constituée par les réservoirs de stockage à basse température, ou le butane s'évapore en raison du volume de liquide stocké, et ou le produit entrant dans le réservoir chasse la vapeur. La vapeur dégagée du butane liquide entrant dans le réservoir est contenue à un minimum, par un sous refroidissement correct à la section de réfrigération.

➤ La deuxième source du gaz est le chargement sur navires et ce gaz parvient par les soufflantes de retour des jetées au ballon d'aspiration, Ce débit de gaz comprend la vapeur produite en raison du chargement, plus la vapeur chassée par le liquide chargé.

Le gaz sortant du ballon d'aspiration des compresseurs parvient de l'étage à basse pression du compresseur. La température du gaz aspiré est toujours maintenue au dessous d'un minimum de 15°C, à cette température, il n'y a plus de risque de condensation pendant la compression.

Au refoulement de l'étage à basse pression, le gaz comprimé est mélangé à la vapeur saturée produite par l'économiseur de l'étage **HP E-0036**, avant de pénétrer dans l'étage HP du compresseur.

Au refoulement du compresseur, le gaz surchauffé est condensé dans l'aérocondenseur E-0035 et les condensats s'accumulent dans le réservoir **V-0014**. La pression dans **V-0014** est maintenue à un minimum de **8,3 kg/cm²eff** par réglage du pas des pales du ventilateur **E-0035**. Pour le reste, on laisse la pression dans le réservoir fluctuer selon la température ambiante et la composition du gaz évaporé, jusqu'à un maximum à de **11.3 kg/cm²eff**.

A cette pression, la vanne à la sortie du condenseur de récupération s'ouvre et laisse échapper vers la torche le gaz excédentaire,

Les condensats accumulés en **V-0014** sont renvoyés aux réservoirs à basse température, sous contrôle du niveau. Les condensats passent d'abord par l'économiseur **HP E-0036** et ensuite par l'économiseur **E-0037 (BP)**, avant d'être envoyés au stockage à basse température, sous contrôle de niveau. Le réservoir à basse température recevant les condensats reliquéfiés comprend un contrôleur de contre pression qui évite toute détente dans la canalisation.

Dans les deux économiseurs, les condensats sont réfrigérés coté tube par détente de condensat, prélevé à l'entrée de l'économiseur et sous contrôle de niveau de ce dernière, à la pression d'aspiration de l'étage correspondant coté calandre. De cette manière, les condensats sont renvoyés aux réservoirs à basse température. Au ballon d'aspiration V-0013 la pompe de reprise P-0047 assure l'évacuation des produits réfrigérés qui est envoyé par les pompes booster de chargement au V-0013.

II.1.Présentation du problème :

Dans notre étude nous allons traiter l'impact de mauvais refroidissement de l'échangeur E-0034 dans la section de reliquéfaction de propane au niveau du complexe GP1/Z.

Le design de l'échangeur E-0034 à été conçu pour une température de -41 C° par le constructeur **IHI**, mais depuis 1985 l'économiseur E-0034 présente un problème de bouchage qui se traduit par un mauvais transfert de chaleur d'où la température de sortie ne se trouve que $-7,25\text{ C}^\circ$

II.1.1.Les causes des problèmes :

Pour expliqué ce mauvais refroidissement il y a plusieurs hypothèses ont été proposées lesquelles :

- ❖ Un design non approprié
- ❖ La présence de vapeur dans les tubes
- ❖ Présence du givre dans les tubes

- **Un design non approprié :**

Cette hypothèse peut être écarté, car la phase trois subi le même pour problème ; de plus lors de la réalisation de la phase trois toute les lignes ont été revérifier par le constructeur **IHI**.

- **La présence de vapeur dans les tubes :**

Quand la relation entre pression et température n'est pas maintenue, le liquide se vaporise et diminue le transfert de chaleur légèrement, mais pas autant comme on l'observe, d'autant plus ont a effectué une vérification au niveau des purges qui a montré toute absence de vapeurs dans le circuit, donc cette hypothèse est éliminable

- **Présence du givre dans les tubes :**

La formation éventuelle du givre ou d'hydrates à l'intérieur des tubes ne ferait que baisser le transfert de chaleur entre le coté calandre et coté tube.

En effet, il est apparu qu'une injection de méthanol avait permis de confirmer la présence d'eau dans le système, sachant qu' On sait que le méthanol figure parmi les substances solubles dans l'eau et est utilisé, dans les sections de réfrigération, pour inhiber la formation des hydrates (givre) : le résultat de cette opération fut que la température à la sortie de l'économiseur (E-0034) a chuté à -40 C° ; parallèlement à cela la perte de charge avait diminué atteignant sa valeur nominale.

On a pu effectuer une analyse avec un hydromètre à la sortie vapeur du E-0034, les résultats ont donnée une valeur de **5ppm** d'eau, or la valeur recommander par le constructeur est de **1ppm**, la valeur de 5ppm peut former des hydrates avec les conditions de pression et de température.

Donc le gaz qui alimente la section BOG propane contient de l'eau dissoute dans le propane.

Pour connaître la source de provenance de l'eau dissoute dans le propane on doit faire une recherche sur les différentes sources qui alimente la section BOG propane lesquels :

- ✓ La teneur en eau du propane réfrigéré en provenance de la section réfrigération est de l'ordre de concentration 0,6 ppm en poids
- ✓ Le complexe GNL₂/Z produit du propane qui est acheminé par des pipelines vers les bacs de stockage de GP₁/Z. par des analyse on a montrer que le propane venant du GL2Z contient une moyenne de **1.8 ppm** d'eau, selon ces résultats on peut conclure que notre produit est hors normes.
- ✓ La teneur en eau des gaz de retour des jetées D1 et M6

II.1.2 Conclusion :

On peut dire que les causes de l'encrassement de l'échangeur E-0034 du circuit de reliquéfaction de propane est due à la présence permanente d'eau dans le produit, pouvant provenir soit :

- Produit propane du complexe GNL₂/Z.
- Retour des navires.
- Les trains.

II.1.3 Solutions proposées :

Actuellement la solution la plus utilisé est l'injection du méthanol dans la ligne d'alimentation coté tubes du l'économiseur E-0034 pour évite la formation des hydrates, afin d'améliorer l'échange thermique. Mais son utilisation fréquente engendre beaucoup de problème tel que :

- ✓ Formation de la corrosion dans les parois interne des bacs et les tuyauteries des installations.
- ✓ Lors d'élimination des hydrates l'eau dissoute va s'accumulé dans les bacs.
- ✓ le méthanol utilisé pour le dégivrage est renvoyée vers les bacs avec le propane ou il aura une influence sur la qualité des produits finis selon les normes ISO.
- ✓ La vidange des bacs est impossible pour enlevé le méthanol et l'eau dissoute formé.

L'injection du méthanol se fait une fois à deux fois par deux mois, mais cette méthode n'est pas efficace parce que les hydrates se forment après 20 à 40 jours.

D'autres solutions sont pratiquées tél que l'isolement coté calandre, le by-pass du E-0034, mais toutes ces solutions restent inefficaces.

Notre solution consiste à l'installation d'un déshydrateur dans la section BOG propane pour déshydrater le gaz qui alimente le circuit afin d'éviter le bouchage permanent de l'échangeur E-0034 et de mettre fin au problème

II.2. Description et Dimensionnement d'un échangeur :

Le circuit de reliquéfaction du propane est constitué d'un ensemble d'économiseurs en série HP (E-0032), MP (E-0033) et BP (E-0034), le propane venant de l'économiseur MP (E0033) pénètre dans les faisceaux de l'économiseur BP (E-0034) avec une température de -6.09°C et sort avec une température de -41°C . Suivant la norme TEMA, l'économiseur E-0034 est un échangeur de type AKU qui possède un distributeur avec un fond soudé, une calandre du type rebouilleur et un faisceau de tubes en U.

Dans notre cas l'échangeur E-0034 est un échangeur tubulaire à courant croisé et un seul fluide brassé [4].

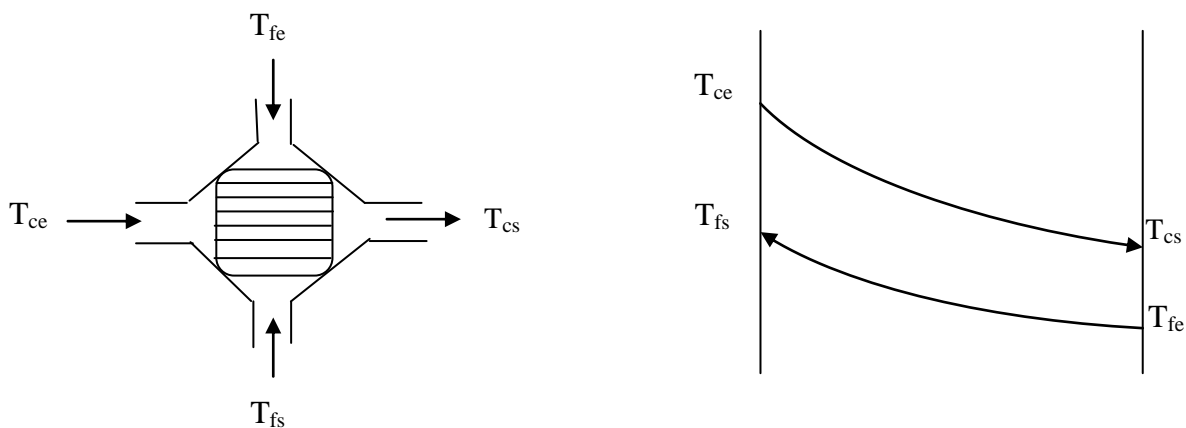


Figure II.1 : Echangeur tubulaire à courant croisé

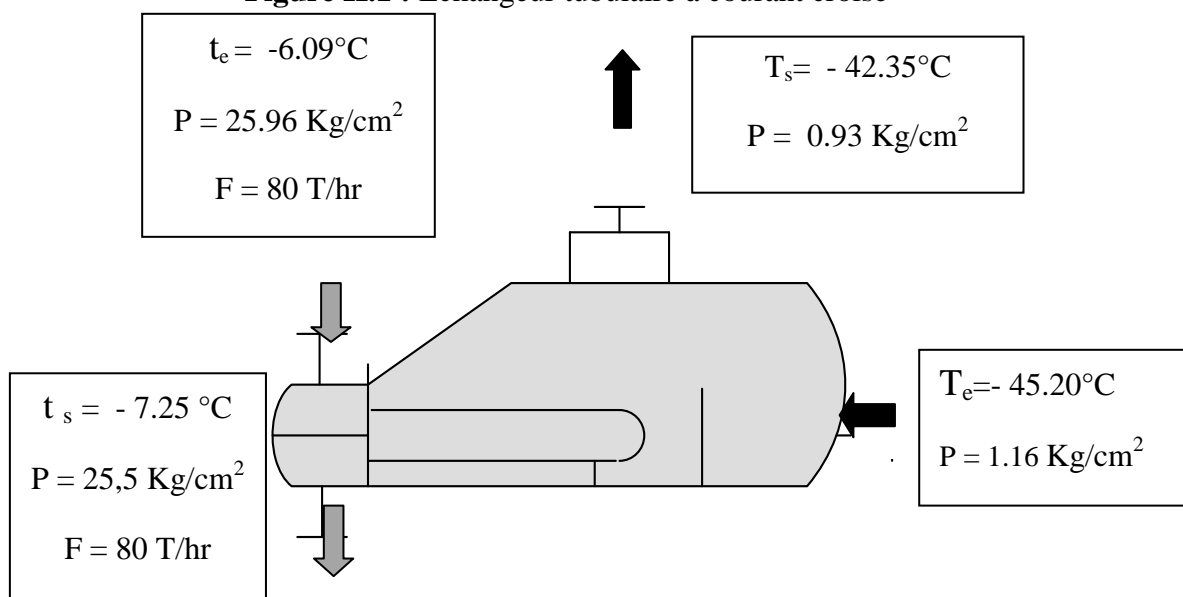


Figure II.2 : l'économiseur E- 0034

Les caractéristiques de l'économiseur E-0034 sont regroupées dans le tableau suivant : (annexe 1).

Tableau II.1 : les caractéristiques de l'économiseur E-0034

Données de base		Cote Tube	Cote Calandre
Diamètre interne	M	0,01986	2,6
Diamètre externe	M	0,02540	/
Longueur tube	M	6	/
Nombre tube	/	144	/
Nombre passe	/	4	1
Nombre chicane	/	/	5
Espacement chicane	M	/	1,165
Pas carré	M	0,032	/

- Matériau des tubes A334 Gr³
- Epaisseur du tube 2.77mm
- La surface d'échange 135m²
- Perte de charge cote tube 0.5Kg /Cm²

II.3. Procédée de calcul de l'échangeur E-0034 :

La méthode de calcul suivie, c'est la méthode de KERN [5]

II.3.1. Calcul du coefficient d'échange global K :

En général, le coefficient d'échange global rend compte du transfert thermique mis en jeu dans l'échangeur par convection dans chacun des deux fluides chaud et froid, par conduction à travers la paroi séparait ces deux fluides et par rayonnement.

Le coefficient d'échange global d'un échangeur calculé tient compte, non seulement de la nature des fluides véhiculés, de leur débit et de leur température d'entrée, mais aussi d'un certain encrassement moyen prévu pour ces fluides

On peut déterminer le coefficient d'échange à partir de la relation du flux thermique global :

$$\varphi_{réel} = K \times S \times F \times \Delta TLM \quad (II. 1)$$

Donc on tire l'équation

$$K = \frac{\varphi_{réel}}{S \times F \times \Delta TLM} \quad (II. 2)$$

Avec :

- $\varphi_{réel}$: Le flux thermique réel.

- S : La surface d'échange globale.
- ΔTLM : La moyenne logarithmique de la différence de température.
- F : facteur de correction du flux thermique dans l'échangeur.

II.3.2. Calcul de l'efficacité :

Dans notre cas l'efficacité de l'économiseur E0034 est donnée par la relation :

$$E = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - T_1} \quad (II.3)$$

T_1 : température d'entrée du C_3 coté calandre = -42.20°C

T_2 : température de sortie du C_3 coté calandre = -45.35°C \Rightarrow donc : $E = 2,96\%$

t_1 : température d'entrée du C_3 coté tube = -6.09°C

t_2 : température de sortie du C_3 coté tube = -7.25°C

II.3.3. Calcul du flux thermique :

$$\varphi_{\text{réel}} = E \times \varphi_{\text{max}} \quad (II.4)$$

φ_{max} : Flux thermique maximum d'échange global est donné par le constructeur

$$\varphi_{\text{max}} = 0.925 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

Donc $Q_{\text{réel}} = 2738000 \text{ kcal/hr}$

II.3.4. Calcul de la différence moyenne logarithmique de température ΔTLM :

$$\Delta TLM = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln\left(\frac{t_1 - T_2}{t_2 - T_1}\right)} \quad (II.5)$$

D'où $\Delta TLM = 36.74^\circ\text{C}$

II.3.5. Détermination du facteur de correction F :

En pratique, dans le cas d'un échangeur moins simple, le flux thermique est corrigé au moyen d'un facteur de correction F issu d'abaques (voir l'annexe 2) et fonction de deux paramètres E et R caractéristiques de l'échangeur étudié.

E : Représente l'écart de température global.

R : Représente le rapport des débits calorifiques C_t et C_T respectivement coté tubes et calandre.

$$E = \frac{t_2 - T_1}{t_1 - T_1} \Rightarrow E = 0,03 \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \Rightarrow R = 2.46$$

On tire F de l'abaque (annexe 2)

Donc $F = 1.00$

On peut trouver de la relation (II.2) le coefficient d'échange thermique :

$$K = 552.03 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{C}^\circ}$$

	Unité	Echangeur E-0034			
		Actuel		design	
		Coté Tube	Coté Calandre	Coté Tube	Coté Calandre
Fluide	/	C ₃	C ₃	C ₃	C ₃
Température entrée	°C	-6.09	-45.20	- 5	- 52,8
Température sortie	°C	-7.25	-42.35	- 41	- 44,6
Efficacité	%	2,96		75	

On constate que les valeurs trouvées de l'efficacité de notre échangeur sont très faibles par rapport à celle du design.

II.4. les étapes de fonctionnement et dimensionnement d'un déshydrateur :

II.4.1. Les étapes de fonctionnement du deshsydrateur :

a- Séchage du propane :

Durant la phase d'adsorption le propane humide traverse le lit du bas vers le haut par l'ouverture des vannes swv-1 et swv-2 à la pression opératoire étant de 25 Kg/cm²eff et la fermeture des autres vannes.

La durée de cette opération est de 30jours (720 hr) [10]

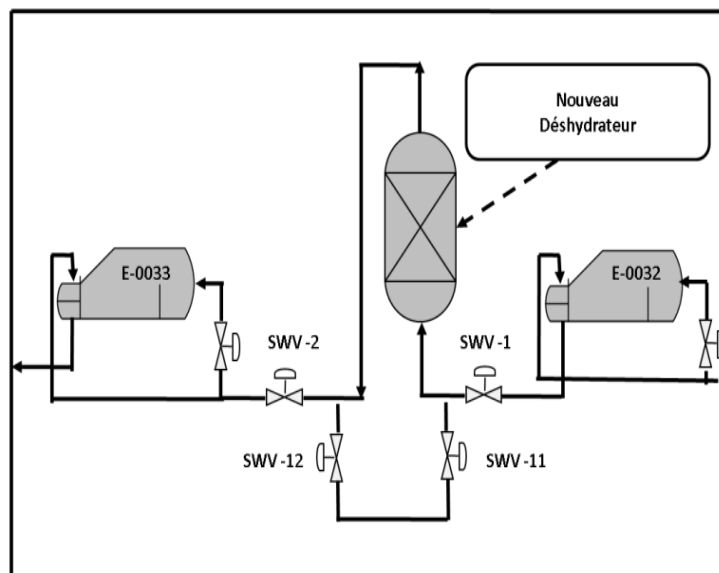


Figure II.3 : Schéma de la phase d'adsorption

b- Drainage

La séquence de régénération commence avec le drainage du reliquéfié (propane produit) restant dans la colonne d'adsorption. Le propane est évacué vers les sphères de stockage sous la pression du gaz naturel (20 Kg / cm² eff) introduit en haut de la colonne.

Le temps prévu pour le drainage est d'environ 1 heure

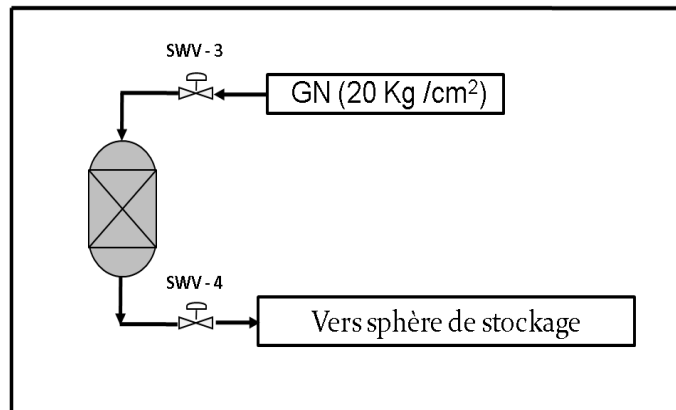


Figure II.4 : Schéma de la phase de drainage

c- Dépressurisation

Après drainage complet de la colonne d'adsorption, la pression est de 20 Kg / cm² eff. Avant de pouvoir commencer le cycle de chauffage, il faut que cette pression soit réduite à 4,5 Kg / cm² eff, en évacuant le gaz naturel vers fuel gas.

La dépressurisation demande environ une demi-heure.

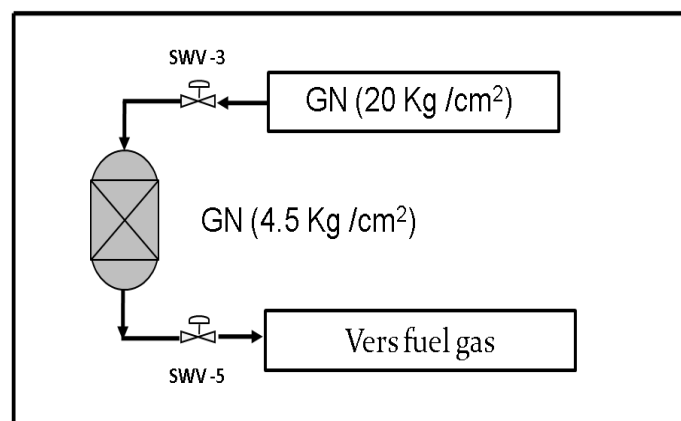


Figure II.5: Schéma de la phase dépressurisation.

d- Pressurisation

Avant de pouvoir réintroduire du propane liquide dans le déshydrateur, le déshydrateur doit être remis sous pression par du gaz naturel (20 Kg / cm²eff) pour éviter une détente du propane. Ainsi une perte du produit.

L'opération de remise sous pression dure environ une demi-heure

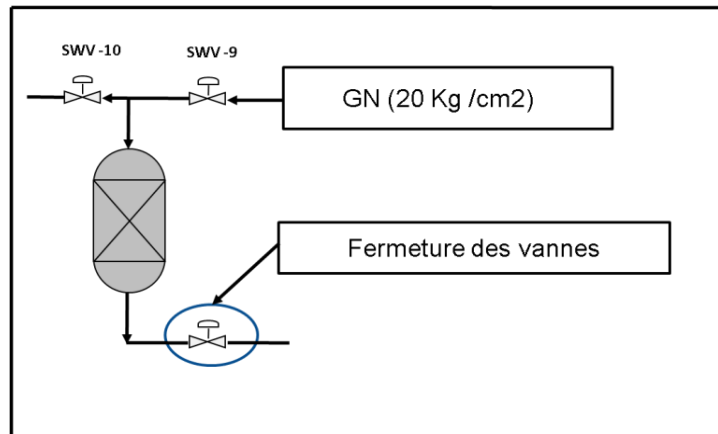


Figure II.6: Schéma de la phase pressurisation

e- Remplissage

Après la remise sous pression, le propane liquide peut être réintroduit dans le déshydrateur, sans risque de détente.

Au fur et à mesure que le propane remonte la colonne, le gaz naturel est refoulé vers fuel gas.

Cette opération demande environ une heure.

Le lit est à présent prêt pour un nouveau cycle adsorption régénération

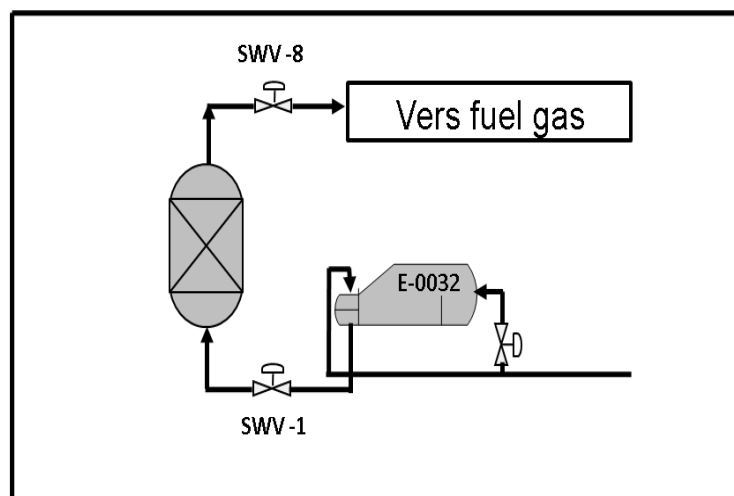


Figure II.7 : Schéma de la phase remplissage

II.4.2. Choix de l'emplacement du déshydrateur :

Dans la section BOG propane, le produit à déshydrater se trouve sous deux formes, une forme vapeur et une forme liquide après sa sortie des aérocondenseurs. Il y a alors deux façons d'effectuer la déshydratation soit par une adsorption en phase gazeuse ou en phase liquide, dans notre cas une adsorption en phase liquide est optimale.

Le déshydrateur à tamis moléculaire fonctionne à son optimum dans les températures ambiantes, c'est pour cela que notre choix est de placer le sécheur entre l'économiseur E-0032 et l'économiseur E-0033.

Le schéma suivant montre la section BOG propane avec le déshydrateur :

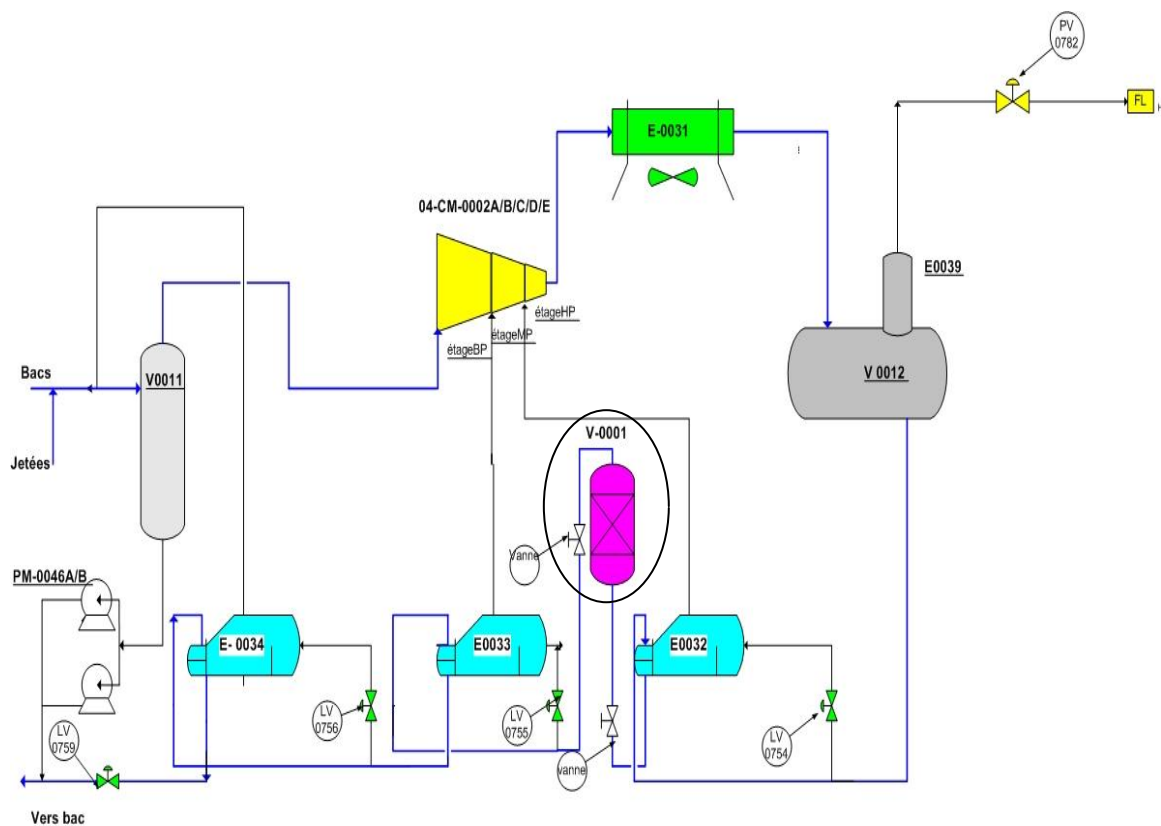


Figure II.8 : Schéma de la section BOG avec le déshydrateur

II.4.3. Dimensionnement :**II.4.3.1. Propriétés du propane : [6]**

$$T = 29^{\circ} C = 84.2^{\circ} F = 302.15 K$$

$$P = 25 \text{ Kg/cm}^2$$

$$Q_m = 80 \frac{\text{tonnes}}{\text{hr}} = 80000 \text{ Kg/hr} = 176369.6 \text{ lb/hr}$$

Avec : Q_m : la capacité nominale de débit du propane

Composition molaire du propane reliquéfié : (annexe 3)

Tableau II.2 : composition molaire du propane.

Composant	M g/mole	% Molaire
C ₁	16.043	1.54
C ₂	30.070	4.65
C ₃	44.097	93.81

La teneur en eau dans le propane reliquéfié : **5 ppm**

II.4.3.2. Fiche technique du tamis moléculaire : (annexe 4)

- Diamètre nominal des pores : 4 Å
- Diamètre des particules : 3.2 mm = 0.0105 ft
- Masse volumique du tamis : 690 Kg/m³ = 43.075 lb/ft³
- Capacité de désorption de l'eau : 1800 Btu/lb
- Capacité en eau à l'emballage : 1.5%
- Capacité en eau à l'équilibre : 22%
- Capacité calorifique du tamis : 0.22 Btu/lb.°F
- Formule chimique : $M_x [(AlO_2)_x (SiO_2)_y] Z H_2O [M = Na]$

II.4.3.3. Calcul des propriétés du propane :**✚ Masse molaire :**

$$\text{Masse Molaire} = \sum M_i \times X_i \quad (\text{II.6})$$

$$\text{avec : } M(C_1) = 16.043 \frac{\text{g}}{\text{mole}}, M(C_2) = 30.070 \frac{\text{g}}{\text{mole}}, M(C_3) = 44.097 \text{ g/mole.}$$

On aura :

$$M = (0.0154 \times 16.043) + (0.0465 \times 30.070) + (0.938 \times 44.097) = 43.013 \text{ g/mole}$$

$$M = 43.013 \text{ g/mole}$$

✚ Masse volumique :

La masse volumique est calculée par la corrélation de WATSON : [7]

$$\rho = \frac{M \times \omega}{\sum \left(\frac{\omega}{\rho} \right)_i \times X_i}$$

ω : Le taux de dilatation du mélange il est fonction de T_r et P_r :

$$P_r = P / P_C \text{ et } T_r = T / T_C$$

$\left(\frac{\omega}{\rho} \right)_i$: est un rapport du taux de dilatation sur la masse volumique ($cm^3/mole$)

Les températures et pressions critique : (annexe 3)

$$(T_C)_{C_1} = 320,17 \text{ K}, \quad (P_C)_{C_1} = 4598 \text{ KPa}$$

$$(T_C)_{C_2} = 305,41 \text{ K}, \quad (P_C)_{C_2} = 4880 \text{ KPa}$$

$$(T_C)_{C_3} = 369,77 \text{ K}, \quad (P_C)_{C_3} = 4240 \text{ KPa}$$

$$\begin{aligned} T_C &= (T_C \times X)_{C_1} + (T_C \times X)_{C_2} + (T_C \times X)_{C_3} \\ &= (320,17 \times 0,0154) + (305,41 \times 0,0465) + (369,77 \times 0,9381) = 366,013 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_C &= (P_C \times X)_{C_1} + (P_C \times X)_{C_2} + ((P_C \times X)_{C_3}) \\ &= (4598 \times 0,0154) + (4880 \times 0,0465) + (4240 \times 0,9381) = 4275,273 \text{ KPa} \end{aligned}$$

$$D'où : Pr = P / P_C = 0,585$$

$$Tr = T / T_C = 0,826$$

En utilisant (l'annexe 5) on a : $\omega = F(Tr, Pr)$ d'où $\omega = F(0,826, 0,453)$ on retrouve :

$$\omega = 0,103$$

D'après (annexe 6) on tire :

$$\left(\frac{\omega}{\rho} \right)_{C_1} = 4,7070 \text{ cm}^3$$

$$\left(\frac{\omega}{\rho} \right)_{C_2} = 6,7047 \text{ cm}^3$$

$$\left(\frac{\omega}{\rho} \right)_{C_3} = 9,2392 \text{ cm}^3$$

$$\text{Donc, } \rho = 489,456 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 30,56 \text{ lb/ft}^3$$

II.4.3.4. Calcul du diamètre minimum du lit : [8]

Pour calculer le diamètre du lit, on utilise la formule suivante :

$$D_{min} = [(4 \times \rho_p \times Q_v) / (3,14 \times G)]^{0.5} \quad (\text{II.7})$$

Avec ;

D_{min} : Diamètre minimum du lit de tamis (*ft*)

Q_v : Débit volumique du produit (ft^3 / h)

ρ_p : Masse volumique du produit (lb / ft^3)

G : Vitesse massique de l'écoulement ($lb / h ft^2$)

Pour les tamis moléculaires, la vitesse massique de l'écoulement est donnée par la formule suivante:

$$G = 3600 \times (C \times \rho_p \times \rho_d \times D_p \times g)^{0.5} \quad (\text{II.8})$$

Avec :

D_p : Diamètre moyen des particules du tamis (*ft*)

ρ_d : Masse volumique du dessiccant (lb / ft^3)

g : Accélération de la pesanteur = ($32.2 ft / sec^2$)

C : constante relative aux tamis moléculaires,

$$\text{On a: } Q_v = Q_m / \rho_p = 176369.6 / 30.56 = 5771.257 ft^3/hr$$

Et: $C = 0.033$

Donc d'après l'équation (II.8) :

$$G = 13796.578 lb/hr.ft^2$$

et

$$D_{min} = 4.035 ft = 1.23 m$$

II.4.3.5. Calcul de la hauteur totale du lit :

La hauteur totale du lit est donnée par l'équation suivante [9] :

$$H_t = H_s + 0,45 \times H_{ztm} \quad (\text{II.9})$$

Avec :

H_s : Hauteur de la zone d'équilibre (*ft*)

H_{ztm} : Hauteur de la zone de transfert de masse (*ft*)

II.4.3.5.1. Calcul de la hauteur de la zone d'équilibre :

Elle est calculée par l'équation suivante [9] :

$$H_s = 127,38 \times \frac{W}{\rho_d} \times D_{min}^2 \times X_s \quad (\text{II.10})$$

- Estimation de la quantité d'eau adsorbée W :

La quantité d'eau adsorbée par cycle $W(lb)$ est calculée par la formule suivante :

$$W = Y_{in} \times Q_v \times \rho_p \times \theta \quad (\text{II.11})$$

Avec

Y_{in} : Concentration en eau (*ppm*)

Q_v : Débit volumique du produit (ft^3 / h)

ρ_p : Masse volumique du produit (lb/ft^3)

θ : le temps d'adsorption (*hr*) = 30 *Jour* = 720 *h*

On a : $Y_{in} = 5 \text{ ppm} = 5 \times 10^{-6}$

- Estimation de la capacité dynamique du dessiccant X_s :

La Capacité dynamique du dessiccant X_s ($lb H_2O / 100 lb$ du dessiccant) elle est calculée par la formule suivante [10] :

$$X_s = (X_s (\text{nouveau}) - X_1) \times \text{Efficacité du dessiccant} \quad (\text{II.12})$$

Avec :

$X_s (\text{nouveau})$: Capacité d'eau de saturation quand le dessiccant est nouveau

X_1 : Teneur en eau à l'emballage

Efficacité du dessiccant = 0,7

On a :

$X_s (\text{nouveau}) = 22 \text{ lb} / 100 \text{ lb du dessiccant}$

Efficacité du dessiccant = 70 % et $X_1 = 1,5 \%$

Donc d'après l'équation :

$$X_s = 14,35 \%$$

Donc : $H_s = 8.056 \text{ ft} = 2.455 \text{ m}$

- Calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse :

Elle est calculée par l'équation suivante [9] :

$$H_{ztm} = 225 \times [q_w^{0.7895} / (U^{0.5506} \times R_s^{0.2646})] \quad (\text{II.13})$$

Avec :

q_w : Chargement de l'eau ($Lb / h ft^2$) elle est calculée par la formule suivante :

$$q_w = (4 \times \rho_p \times Q_v \times Y_{in} / (3,14 \times D_{min}^2)) \quad (\text{II.14})$$

$$\implies q_w = 0,069 \text{ lb} / \text{h ft}^2$$

U : vitesse superficielle du produit (ft / min) elle est calculée par la formule suivante :

$$U = G / \rho_p \implies U = 7.524 \text{ ft} / \text{min}$$

R_s : Saturation relative du produit en % elle est calculée par la formule suivante [8] :

$$R_s = (Y_{in} / X_e) \times 100 \quad (\text{II.15})$$

Avec :

X_e : Solubilité de l'eau dans le produit, elle est calculée par cette relation [8]:

$$\text{Log } X_e = - [(4200 \frac{H}{C} + 1050) \times ((1,8 / T) - 0,0016)] \quad (\text{II.16})$$

On a : H/C : Le rapport en poids de l'hydrogène et du carbone et T : Sa température en °R

$$\text{Pour le propane : } H / C = (8 \times 1) / (12 \times 3) = 0,222$$

$$\text{Pour l'éthane : } H / C = (6 \times 1) / (12 \times 2) = 0,250$$

$$\text{Pour le méthane : } H / C = (4 \times 1) / (12 \times 1) = 0.333$$

$$\text{La température } T = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 536,67 \text{ }^\circ\text{R}$$

D'après l'équation : $(X_e)_{C_1} = 50.42 \text{ ppm (molaire)}$, $(X_e)_{C_2} = 207,30 \text{ ppm (molaire)}$ et $(X_e)_{C_3} = 333,33 \text{ ppm (molaire)}$

La solubilité de l'eau dans le produit est calculée ainsi :

$$X_e = \sum (X_e)_i \times Xi = (X_e \times X)_{C_1} + (X_e \times X)_{C_2} + (X_e \times X)_{C_3} \quad (\text{II.17})$$

$$= (50.42 \times 0.0154) + (207,30 \times 0.0465) + (333,33 \times 0,9381)$$

$$X_e = 323.113 \text{ ppm (molaire)}$$

Si on la convertit en fraction massique on aura :

$$X_e = 323.113 \times (18,015/43.) = 135.328 \text{ ppm massique}$$

$$\implies R_s = 3,694\%$$

On peut déduire que $H_{ztm} = 21.47 \text{ in} = 1.79\text{ft} = 0.545 \text{ m}$

Donc on trouve $H_t = 8.862\text{ft} = 2.701 \text{ m}$

$$\text{On calcul } X_s \text{ d'après l'équation suivante : } X = X_s \times [1 - (C \times (H_{ztm} / H_s))] \quad (\text{II.18})$$

Avec $C =$ constant du vieillissement ($C = 0.45$)

Donc :

$$X = 12.92 \%$$

$$\text{Donc : } W = 634.930\text{lb} = 288.002 \text{ Kg}$$

II .4.3.5.2. Calcul de l'épaisseur de la paroi :

On la calcule par la formule suivante : [11]

$$E_p = (P \times D_{min}) / ((2 \times 0,85 \times 15000) - P) \quad (\text{II.19})$$

Avec :

E_p : Epaisseur de la paroi du sécheur (*ft*)

P : Pression relative du produit (*Psia*)

On a : $P = 369.80 \text{ Psia}$ et $D_{min} = 4.03 \text{ ft}$

Donc d'après l'équation (II.19) : $E_p = 0.059 \text{ ft} = 1.79 \text{ cm}$

Interprétation

- D'un point de vue mécanique, le diamètre du lit est maintenu entre 0,8 m et 3,5 m [11]
- La hauteur minimale du lit est maintenue à 6 ft [11]
- La hauteur maximale du lit est maintenue à 25 ft [11]
- Il faudra toujours garder un rapport de : $Ht / D = (\text{Hauteur/Diamètre}) > 1$ [11]

Hauteur	8.862 ft	2.701 m
Diamètre	4.035 ft	1.23m
Rapport	$Ht/D = 2.196$	$Ht/D = 2.196$

- Hauteur de la colonne :

La hauteur de la colonne est supérieure de 3 ft à peu près par rapport à la hauteur du lit [11] .

$$L = Ht + 3 = 8.862 + 3 = 11.862 \text{ ft}$$

$$L = 3.616 \text{ m}$$

- Calcul des pertes de charge :

La perte de charge par unité de longueur est donnée par l'équation d'Ergun [11] :

$$\Delta P / Ht = (A \times U \times \mu) + (B \times \rho_p \times U^2) \quad (\text{II.20})$$

Avec:

$\Delta P / L$: Perte de charge par unité de longueur (*psia / ft*)

μ : Viscosité du produit (*Cp*)

A, B : Constantes relatives aux dimensions des particules du tamis.

Pour calculer la perte de charge on a besoin de calculer la viscosité du propane, d'après (annexe 7) on tire les constantes : **A = 0,056, B = 0,0000889**

Pour calculer la viscosité on a recours à la formule suivante :

$$M = (\sum (X_i \times (\mu)_i^{1/3}))^3 \quad (\text{II.21})$$

Avec : μ : viscosité du mélange (Cp)

μ_i : viscosité du constituant i

X_i : Fraction molaire du constituant i

D'après l'annexe 8 on tire pour la température d'adsorption $T = 25 \text{ °C} = 77 \text{ °F}$

Remarque : selon l'annexe 8 la valeur de μ_{C_1} à cette température ne se trouve pas

$\mu_{C_2} = 0,035 \text{ Cp}$, $\mu_{C_3} = 0,098 \text{ Cp}$

$\mu = (0,9381 \times 0,098^{1/3} + 0,0465 \times 0,035^{1/3})^3 = 0,090 \text{ Cp}$

D'après l'équation (II.21)			
$\mu = 0,090 \text{ Cp}$	$\rho_p = 30.56 \text{ lb / ft}^3$	$U = 7.524 \text{ ft / min}$	$H_t = 8.862 \text{ ft}$
D'après l'équation (II.20) :		$\Delta P / H_t = 0,26 \text{ Psia / ft}$	
$\Delta P = 0,16 \text{ Bars} = 2.27 \text{ Psia}$			

- Calcul du nombre de Reynolds :

Le nombre de Reynolds est calculé par la formule suivante :

$$R_e = G \times D_p / \mu \quad (\text{II.22})$$

Avec : μ : viscosité du produit en (lb / ft.h)

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

$\mu = 0, 218 \text{ lb / ft.hr}$	$G = 13796.578 \text{ lb / hr.ft}^2$	$D_p = 0,0105 \text{ ft}$
D'après l'équation (II.22) :		$R_e = 664.51$

Interprétation :

Il faut maintenir un régime turbulent à travers le lit, c'est-à-dire $Re > 80$ [15], parce que lorsque l'écoulement devient laminaire, les caractéristiques de transfert de masse sont médiocres à cause de la résistance de film supplémentaire s'opposant au transfert de masse et de chaleur, et également à cause de la mauvaise distribution du fluide.

En revanche, la perte de charge par unité de longueur du tamis $\Delta P / H_t$ doit être comprise entre 0,25 et 0,01 Psi / ft pour éviter à la fois le soulèvement du lit et la formation de canaux.

ΔP doit être inférieur à 0,7 Bars

Or, nous avons trouvé que :

$$Re = 664.51$$

$$\Delta P / H_t = 0,26 \text{ Psi / ft}$$

$$\Delta P = 0,16 \text{ Bars}$$

II.4.3.6. Calcul du bilan thermique : [10]

II.4.3.6.1. Propriété du gaz de régénération :

Tableau II.3 : Propriété du GN [12]

Composant	X _i en mole	c _{pi} (K) =12.7°C	C _{pi} (K)=280°C	ΔH° (Kj/Kg)	M _i (Kg/Kmole)	X _i % en poids	ΔH° *X _i (Kj/Kg)
C ₁	0,8356	8.64	11.87	698.30	16,043	0.677	472.74
C ₂	0,077	12.5	20.07	599.60	30,070	0.115	68.95
C ₃	0,0192	17.22	29.09	586.64	44,097	0.042	24.63
iC ₄	0,0027	22.57	38.28	591.34	58,123	0.008	4.73
nC ₄	0,0043	23.19	38.04	592.58	58,123	0.011	6.51
iC ₅	0,0009	28.11	47.47	585.59	72,150	0.004	2.34
nC ₅	0,0009	28.75	46.93	586.78	72,150	0.004	2.34
C ₆	0,0005	34.36	56.01	589.15	86,177	0.006	3.53
N ₂	0,0566	9.03	10.96	280.49	44,010	0.124	34.78
CO ₂	0,0023	7.21	7.17	253.63	28,0134	0.002	0.50
Total	1				19.77	1.00	620.05

$$\text{Masse Molaire du GN : } M_{GN} = \sum y_i * M_i \quad (\text{II.23})$$

$$M_{GN} = 18,84 \text{ g / mole}$$

$$\text{Le gaz naturel de Réchauffage : } T = 280 \text{ °C} \quad P = 4,5 \text{ Kg/cm}^2_{\text{eff}}$$

II.4.3.6.2 Calcul de la capacité calorifique du gaz de réchauffage (C_{p_g}) :

On calcul la capacité calorifique du gaz de réchauffage (C_{p_g}) par la formule suivante :

$$\text{Avec : } \begin{cases} C_{p_g} = \sum C_{p_i} * Y_i \\ C_{p_i} = C_{p_0} + \Delta C_p \text{ et } \Delta C_p = f(T_r, P_r) \\ T_r = T / T_c, P_r = P / P_c \end{cases}$$

T_c, P_c : Paramètres pseudo critiques (à partir annexe 5)

T_r, P_r : Pression et température réduites

$$T_c = \sum T_{ci} * X_i = 202 \text{ °K}$$

$$P_c = \sum P_{ci} * X_i = 4543 \text{ KPa}$$

$$T_r = 2,74, P_r = 0,12$$

ΔC_p : l'augmentation de la capacité calorifique exprimée en (Kcal / Kmole.C°) (Annexe 9)

C_{p_i} : La capacité calorifique du gaz de régénération en (Kcal / Kmole.°C)

C_{p_0} : La capacité calorifique du gaz de régénération à pression constante en (Kcal/Kmole. °C) (Annexe 10)

On obtient : $C_{p_g}(280 \text{ °C}) = 12,835 \text{ Kcal / Kmole.°C} = 0,681 \text{ Kcal / Kg.°C} = 0,681 \text{ BTU / lb.°F}$

- Calcul de la masse volumique du GN chaud ρ_{GN}

La masse volumique du GN chaud ρ_{GN} est calculé par la formule suivante :

$$\rho_{GN} = (P * M) / (Z * R * T) \quad (\text{II.24})$$

- Calcul du coefficient de compressibilité (Z)

Le facteur de compressibilité est calculé par la formule suivante : [11]

$$Z = 1,046 - [(2,034 * 10^{-4}) * P] + [(4,571 * 10^{-8}) * P^2] \quad (\text{II.25})$$

Avec P est la pression du travail exprimé en Psia : $P = 78,69 \text{ Psia}$

On obtient : $Z = 1,030$

Données	$M_{GN} = 18,84 \text{ g/mole}$	$T = 280 \text{ °C}$	$P = 4,5 \text{ Kg / cm}^2_{\text{eff}}$	$R = 0,082 \text{ L.atm /mole °K}$
		$T = 553,15 \text{ °K}$	$P = 5,355 \text{ atm}$	
D'après l'équation (II.25)		$Z = 1,030$		
$\rho_{GN} = 2,16 \text{ Kg / m}^3 = 0,135 \text{ Lb / ft}^3 = 0,82 \text{ kg/Nm}^3$				

II.4.3.6.3. Calcul de la capacité calorifique du gaz de refroidissement ($C_{p_{ref}}$) :

On calcul la capacité calorifique du gaz de refroidissement (C_{p_g}) par la formule suivante :

$$\text{Avec : } \begin{cases} C_{p_{ref}} = \sum C_{p_i} * Y_i \\ C_{p_i} = C_{p_0} + \Delta C_p \text{ et } \Delta C_p = f(T_r, P_r) \\ T_r = T / T_c, P_r = P / P_c \end{cases}$$

T_c, P_c : Paramètres pseudo critiques (à partir annexe 5)

T_r, P_r : Pression et température réduites

$$T_c = \sum T_{ci} * X_i = 202^\circ\text{K}$$

$$P_c = \sum P_{ci} * X_i = 4543,1 \text{ KPa}$$

$$T_r = 1,42, P_r = 0,12$$

ΔC_p : l'augmentation de la capacité calorifique exprimée en (Kcal / Kmole. $^\circ\text{C}$) (Annexe 9)

C_{p_i} : La capacité calorifique du gaz de régénération en (Kcal / Kmole. $^\circ\text{C}$)

C_{p_0} : La capacité calorifique du gaz de régénération à pression constante en (Kcal/Kmole. $^\circ\text{C}$) (Annexe 10)

On obtient : $C_{p_{ref}} = 9,171 \text{ Kcal / Kmole.}^\circ\text{C} = 0,487 \text{ Kcal / Kg.}^\circ\text{C} = 0,487 \text{ BTU / lb.}^\circ\text{F}$

- Calcul de la masse volumique du GN froid :

La masse volumique du GN froid ρ_{GN} est calculé par la formule suivante :

$$\rho_{GN} = (P * M) / (Z * R * T) \quad (\text{II.26})$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Données				
$Z = 1,030$	$M_{GN} = 18,84\text{g/mole}$	$T = 12,7^\circ\text{C}$	$P = 4,5 \text{ Kg/cm}^2_{\text{eff}}$	$R = 0,082 \text{ L.atm / mole}^\circ\text{K}$
		$T = 285,85^\circ\text{K}$	$P = 5,355 \text{ atm}$	
D'après l'équation (II.26)		$\rho_{GN} = 4,18 \text{ Kg / m}^3 = 0,82 \text{ Kg / Nm}^3$		

II .4.3.6.4. Quantité totale de chaleur nécessaire à la régénération

La quantité de chaleur nécessaire à la régénération est [11] :

$$Q_{\text{Totale}} = Q_{\text{tamis}} + Q_{\text{acier}} + Q_{\text{dés}} + Q_{\text{pertes}} \quad (\text{II.27})$$

Avec :

$Q_{\text{dés}}$: Chaleur nécessaire à la désorption de l'eau fixée sur le tamis (Btu)

Q_{tamis} : Chaleur nécessaire au réchauffement du tamis de la température d'adsorption à la température de désorption (Btu)

Q_{acier} : Chaleur nécessaire au réchauffement de l'acier de la température d'adsorption à la température de désorption (Btu)

Q_{pertes} : Considérées comme étant égales à 10 % de la somme ($Q_{\text{dés}} + Q_{\text{acier}} + Q_{\text{tamis}}$) (Btu)

- **Calcul de la chaleur nécessaire pour le réchauffement du tamis Q_{tamis}**

La chaleur nécessaire pour le réchauffement du tamis Q_{tamis} est calculer par :

$$Q_{\text{tamis}} = M_t * C_{pt} * (T - T_{\text{ads}}) \quad (\text{II.28})$$

Avec M_t : La masse totale du tamis moléculaire (lb)

C_{pt} : Capacité calorifique du tamis (Btu/lb. °F)

T : Température moyenne du lit en fin de chauffage (°F)

T_{ads} : Température d'adsorption (°F)

La masse du tamis m_t (lb) est calculé par équation suivante :

$$M_t = S * H_t * \rho_{\text{tamis}} \quad (\text{II.29})$$

Avec $S = (3,14 * D^2) / 4 = 12.79 \text{ ft}^2 = 1.188 \text{ m}^2$ (S : section du lit)

Pour pouvoir calculer les besoins en chaleur (Q_{total}), nous avons besoin de la température du lit en fin de chauffage " T ".

La température du lit T est calculée par la relation suivante :

$$T = T_s - (T_e - T_s) / 2 \quad (\text{II.30})$$

Avec :

T_e : La température d'entrée du gaz de régénération (°F)

T_s : La température de sortie du gaz de régénération (°F)

T_s : peut être obtenu par la formule empirique suivante [11]:

$$T_s = -9058,9 / ((\ln(W * P * C_{pg} * \Delta T) / Q_{\text{Totale}}) - 16,12) \quad (\text{II.31})$$

Avec :

P : Pression relative du gaz de régénération (Psig)

C_{pg} : Capacité thermique du gaz de régénération (Btu / lb. °F)

ΔT : température d'entrée du gaz de régénération

Or ; Q_{totale} est en fonction de T_s ce qui revient à dire que la formule calculant T_s est une formule itérative.

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

a- Calcul de la masse du tamis m_t (lb):			
Donnée			
$D = 4.035 \text{ ft}$	$Ht = 8.862 \text{ ft}$	$\rho_{\text{tamis}} = 43,075 \text{ lb / ft}^3$	
D'après l'équation (II.29) : $Mt = 4882.34 \text{ lb} = 2214.615 \text{ Kg}$			
b- Calcul de la température de sortie de GN			
$P = 64 \text{ Psia}$	$C_{pg} = 0,681 \text{ Btu / lb}^\circ\text{F}$	$T_e = 280 \text{ }^\circ\text{C} = 536 \text{ }^\circ\text{F}$	
D'après l'équation (II.31) : $T_s = 265 \text{ }^\circ\text{C} = 509 \text{ }^\circ\text{F}$			
c- Calcul de la température moyenne du lit en fin de réchauffage			
$T_s = 265 \text{ }^\circ\text{C} = 509 \text{ }^\circ\text{F}$		$T_e = 280 \text{ }^\circ\text{C} = 536 \text{ }^\circ\text{F}$	
D'après l'équation (II.30): $T = 495.5 \text{ }^\circ\text{F}$			
d- Calcul de la chaleur nécessaire pour le réchauffement du tamis			
Données			
$C_{pt} = 0,22 \text{ BTU / lb. }^\circ\text{F}$	$Mt = 4882.34 \text{ lb}$	$T_{\text{ads}} = 77 \text{ }^\circ\text{F}$	$T = 495.5 \text{ }^\circ\text{F}$
D'après l'équation (II.28): $Q_{\text{tamis}} = 449517.04 \text{ BTU} = 474265.650 \text{ KJ}$			

- Calcul de la chaleur nécessaire pour le réchauffement de l'acier :

La chaleur nécessaire pour le réchauffement de l'acier est calculé par :

$$Q_{\text{acier}} = M_c * C_{pc} * (T - T_{\text{ads}}) \quad (\text{II.32})$$

Avec :

M_c : Masse totale de l'acier (lb)

C_{pc} : Capacité calorifique de l'acier (Btu/lb. °F)

La masse de l'acier est calculé par la formule suivante :

$$M_c = V_c * \rho_{\text{acier}} \quad (\text{II.33})$$

On doit rajouter la quantité d'acier relatif aux supports, aux pipes et aux brides estimées à 35% pour obtenir la masse de l'acier totale

Le volume de l'acier (V_c) est calculer par :

$$V_c = (S_{\text{ext}} - S_{\text{int}}) * L \quad (\text{II.34})$$

Avec : V_c : Le volume total de l'acier (ft)

S_{ext} : surface externe de la paroi du sécheur (ft²)

S_{int} : surface interne de la paroi du sécheur (ft²)

L : La hauteur de la colonne (ft)

$$V_c = \pi / 4 * [(d + 2 Ep)^2 - d^2] * L \qquad V_c = 3,14 * [Ep * (d + Ep)] * L$$

$$Ep = 0,059 \text{ ft} \qquad D = 4,035 \text{ ft} \qquad L = 11.862 \text{ ft}$$

$$V_c = 9.001 \text{ ft}^3 = 0,255 \text{ m}^3$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

a- Calcul de la masse de l'acier			
Données			
$\rho_{\text{acier}} = 500 \text{ lb} / \text{ft}^3$		$M_c = 4500.5 \text{ lb} = 2041.413 \text{ Kg}$	
D'après l'équation (II.34)		$V_c = 9.001 \text{ ft}^3$	
D'après l'équation (II.33)		$M_c (\text{total}) = 6075.675 \text{ lb} = 2755.908 \text{ Kg}$	
b- Calcul de la chaleur nécessaire pour le réchauffement de l'acier			
Données			
$C_{pc} = 0,12 \text{ BTU} / \text{lb. } ^\circ\text{F}$	$M_c = 6075.675 \text{ lb}$	$T_{\text{ads}} = 77 ^\circ\text{F}$	$T = 495.5^\circ\text{F}$
D'après l'équation : (II.32)		$Q_{\text{acier}} = 305120.399 \text{ BTU} = 321919.108 \text{ KJ}$	

- Calcul de la chaleur nécessaire à la désorption $Q_{\text{dés}}$:

On calcule la chaleur de désorption de l'eau par la formule suivante :

$$Q_{\text{dés}} = W * \Delta H \quad (\text{II.35})$$

Avec :

ΔH : Chaleur spécifique de la désorption de l'eau (Btu / Lb)

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Données	
$W = 634.930 \text{ lb}$	$\Delta H = 1800 \text{ BTU} / \text{lb}$
D'après l'équation : (II.35)	
$Q_{\text{dés}} = 1142874 \text{ BTU} = 1205796.071 \text{ KJ}$	

- **Calcul des pertes de chaleur Q_{pertes} :**

Les pertes de chaleur Q_{pertes} sont calculer par :

$$Q_{\text{pertes}} = 0,1 * (Q_{\text{dés}} + Q_{\text{tamis}} + Q_{\text{acier}}) \quad (\text{II.36})$$

Données		
$Q_{\text{dés}} = 1142874 \text{ BTU}$	$Q_{\text{acier}} = 305120.399 \text{ BTU}$	$Q_{\text{tamis}} = 449517.04 \text{ BTU}$
D'après l'équation (II.36) : $Q_{\text{pertes}} = 189751.144 \text{ BTU} = 200198.083 \text{ KJ}$		

La quantité de chaleur nécessaire à la régénération est :

$$Q_{\text{Totale}} = 2087262.583 \text{ BTU} = 2202179 \text{ KJ}$$

II .4.3.6.5. Calcul de la chaleur fournie par le four :

La chaleur fournie par le four est trouve par [11] :

$$H_f = Q_{\text{Totale}} / E \quad (\text{II.37})$$

Avec :

H_f : La chaleur fournie par le four (Btu/hr)

E: Efficacité thermique durant la régénération

L'efficacité thermique de transfert de chaleur est donnée par la relation suivante [11] :

$$1 / E = 2,25 + (0,03113 * T_r) \quad (\text{II.38})$$

Avec :

t_r : Temps de réchauffage (4 h) [14]

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

a- Calcul l'efficacité thermique du procédé de régénération	
Donnée	$t_r = 4 \text{ hr}$
D'après l'équation (II.38) :	$E = 0,4211 = 42,11 \%$
b- Calcul de la Chaleur fournit	
$Q_{\text{Totale}} = 2087262.583 \text{ BTU}$	$E = 0,4211 = 42,11 \%$
D'après l'équation (II.37) :	$H_f = 4956691.007 \text{ BTU} = 5229586 \text{ KJ}$
c- Calcul de la Chaleur fournit par heur	
$H_f = 1239172.752 \text{ BTU} / \text{hr} = 1307396 \text{ KJ} / \text{hr}$	

II .4.3.6.6. Calcul du temps de refroidissement

Le temps de refroidissement on l'obtient par : [11]

$$t_{ref} = ((Q_{tamis} + Q_{acier}) / Q_{Totale}) * t_r \quad (II.39)$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Données			
$Q_{tamis} = 449517.04 \text{ BTU}$	$Q_{Totale} = 2087262.583 \text{ BTU}$	$Q_{acier} = 305120.399 \text{ BTU}$	$t_r = 4 \text{ hr}$
D'après l'équation (II.39) :		$t_{ref} = 0,67 \text{ hr}$	

II .4.3.6.7. Calcul de la quantité de chaleur soutirée [11]

$$Q_{ref} = (Q_{tamis} + Q_{acier}) / T_{ref} \quad (II.40)$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Données		
$Q_{tamis} = 449517.04 \text{ BTU}$	$Q_{acier} = 305120.399 \text{ BTU}$	$t_{ref} = 0,67 \text{ hr}$
D'après l'équation (II.41) :		$Q_{ref} = 1126324.536 \text{ BTU} / \text{hr} = 1188335 \text{ KJ/hr}$

II .4.3.7. Calcul le bilan de matière :**II.4.3.7.1 Calcul du débit de GN chaud [11]**

Le débit du gaz de réchauffage est calculé par la formule suivante :

$$M_g = H_f / (C_{p_g} * (T_e - T_m)) \quad (II.41)$$

Avec :

M_g : Débit du gaz de réchauffage (lb / hr).

H_f : chaleur fournie par le four par heure (Btu / hr)

C_{p_g} : capacité calorifique du gaz de réchauffage (BTU / lb.°F)

T_e : Température d'entrée du gaz de réchauffage (°F).

T_m : Température moyenne de sortie du gaz de réchauffage (°F).

Remarque : la température moyenne de sortie de gaz de refroidissement est calculé par :

$$T_m = (T_{ads} - T) / (\ln (T_{ads} / T)) \quad (II.42)$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

a- Calculer la température moyenne de sortie de gaz de réchauffage			
Données :		$T_s = 509 \text{ }^\circ\text{F}$	$T_{\text{ads}} = 77 \text{ }^\circ\text{F}$
D'après l'équation (II.42) :		$T_m = 229^\circ\text{F}$	
b- Calcul du débit de GN chaud			
Données			
$T_e = 536 \text{ }^\circ\text{F}$	$T_m = 229 \text{ }^\circ\text{F}$	$C_{pg} = 0,681 \text{ BTU / lb. }^\circ\text{F}$	$H_f = 1239172.752 \text{ BTU / hr}$
D'après l'équation (II.41) :		$M_g = 5927.156 \text{ lb / hr} = 2688.513 \text{ Kg / hr}$	

f- Réchauffage

Le cycle de chauffage représente l'opération principale de la séquence de régénération, puisque l'eau adsorbée est complètement chassée des tamis moléculaires pendant cette opération.

Le lit du tamis moléculaire est chauffé du haut vers le bas en se servant de 2334.802 kg / hr de gaz naturel chaud, qui a été porté à $280 \text{ }^\circ\text{C}$ dans le four de fluide caloporteur en lui fournissant une chaleur de $1134380.88 \text{ kJ / hr}$. Le gaz chaud traverse le lit en régénération et permet un réchauffage progressif du lit de la température d'adsorption $25 \text{ }^\circ\text{C}$ à environ $265 \text{ }^\circ\text{C}$. Le gaz sortant du bas du déshydrateur est dirigé vers fuel gas. La période de chauffage demande 4hr.

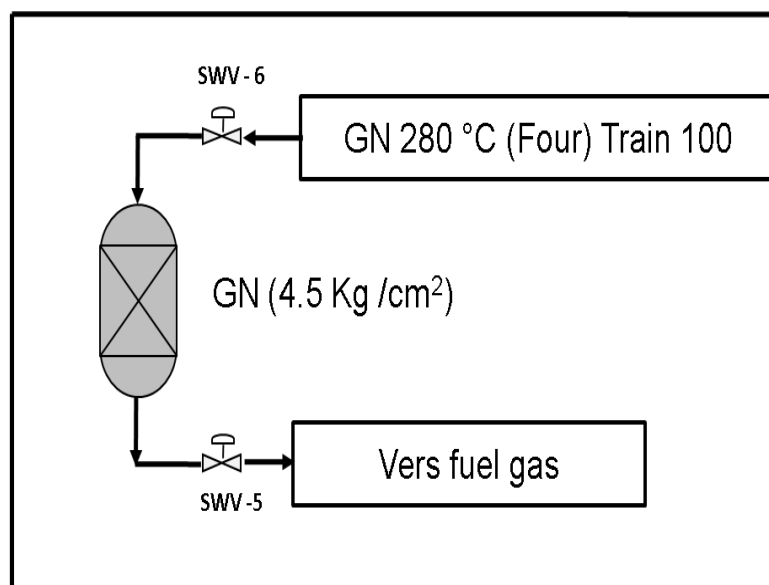


Figure II.9 : Schéma de la phase chauffage

II.4.3.7.2 Calcul de la perte de charge du GN chaud

La perte de charge par unité de longueur est donnée par l'équation d'Ergun [11] :

$$\Delta P / L = (A * U * \mu) + (B * \rho_p * U^2) \quad (\text{II.43})$$

Avec:

$\Delta P / L$: Perte de charge par unité de longueur (psia/ft)

μ : Viscosité du produit (Cp)

A, B : Constantes relatives aux dimensions des particules du tamis.

D'après (annexe 7) On a : A = 0,056, B = 0,0000889

- Remarque : La vitesse moyenne de sortie de gaz de superficielle U_1 à travers le lit est calculer par :

$$U_1 = Mg / (60 * S * \rho_{GN}) \quad (\text{II.44})$$

$$S = 3,14 * D^2 / 4 = 12,79 \text{ ft}^2 \quad \rho_{GN} = 2,16 \text{ Kg} / \text{m}^3 = 0,135 \text{ Lb} / \text{ft}^3 \quad Mg = 5927.156 \text{ lb} / \text{hr}$$

On obtient : $U_1 = 57.21 \text{ ft} / \text{min}$

- Calcul de la viscosité du GN chaud μ_1 :

On calcul la viscosité du GN connaissant la densité relative (dr) et la pression de régénération P :

$$dr = M_{GN} / M_{air} = 18,84 / 29 = 0,649 \quad \text{et} \quad P = 543 \text{ KPa}$$

On utilisant l'annexe 8, on détermine la viscosité à la température de chauffage (280 °C) :

$$\mu_1 = 0,019 \text{ Cp}$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Données :			
$\mu_1 = 0,019 \text{ Cp}$	$\rho_{GN} = 0,135 \text{ lb} / \text{ft}^3$	$U_1 = 57.21 \text{ ft} / \text{min}$	Ht = 8.862 ft
D'après l'équation (II.43) :		$\Delta P_1 / \text{Ht} = 0,082 \text{ Psi} / \text{ft}$	
$\Delta P_1 = 0.72 \text{ Psi} = 0,05 \text{ Bars}$			

- Calcul de Re_1

Le nombre de Reynolds est calculé par la formule suivante :

$$Re = G * D_p / \mu \quad (\text{II.44})$$

Avec :

μ : viscosité du produit en (lb / ft.hr)

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Données		
$\mu_1 = 0,046 \text{ lb/ft h}$	$G = Mg / S = 463.42 \text{ lb / hr.ft}^2$	$D_p = 0,0105 \text{ ft}$
D'après l'équation (II.44) : $Re_1 = 105.78$		

II.4.3.7.3 Calcul du débit de GN froid :

Le débit du gaz de refroidissement est calculé comme suit [11] :

$$M_{\text{ref}} = Q_{\text{ref}} / (C_{\text{pgf}} * (T_{\text{m}'} - T_{\text{e}'})) \quad (\text{II.45})$$

Avec :

M_{ref} : Débit du gaz de refroidissement (lb / hr)

Q_{ref} : Quantité de chaleur soutirée au système (tamis + acier) (Btu / hr)

$T_{\text{e}'}$: Température d'entrée du gaz de refroidissement (°F).

$T_{\text{m}'}$: Température moyenne de sortie du gaz de refroidissement (°F).

C_{pgf} : Capacité calorifique du gaz de refroidissement

$$T_{\text{m}'} = (T_{\text{ads}} - T) / (\text{Ln} (T_{\text{ads}} / T)) \quad (\text{II.46})$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

a- Calculer la température moyenne de sortie de gaz de refroidissement			
Données	$T = 495.5 \text{ °F}$	$T_{\text{ads}} = 77 \text{ °F}$	
D'après l'équation (II.46) : $T_{\text{m}'} = 225 \text{ °F}$			
b- Calculer le débit de GN froid			
Données			
$T_{\text{e}'} = 12,7 \text{ °C} = 54,86 \text{ °F}$	$T_{\text{m}'} = 225 \text{ °F}$	$C_{\text{pg ref}} = 0,487 \text{ BTU /lb.°F}$	$Q_{\text{ref}} = 1126324.536 \text{ BTU /hr}$
D'après l'équation (II.45) : $M_{\text{ref}} = 13593.103 \text{ lb / hr} = 6165.728 \text{ kg / hr}$			

g- Refroidissement

Après la fin du cycle de chauffage, il faut refroidir le lit de régénération. Le refroidissement du lit se fait du bas vers le haut. On se sert de 2473.729 kg / hr de gaz naturel froid à 12,7 °C pour le cycle de refroidissement. Le gaz sortant du haut du déshydrateur est dirigé vers fuel gaz, L'opération de refroidissement dure 1,42 hr.

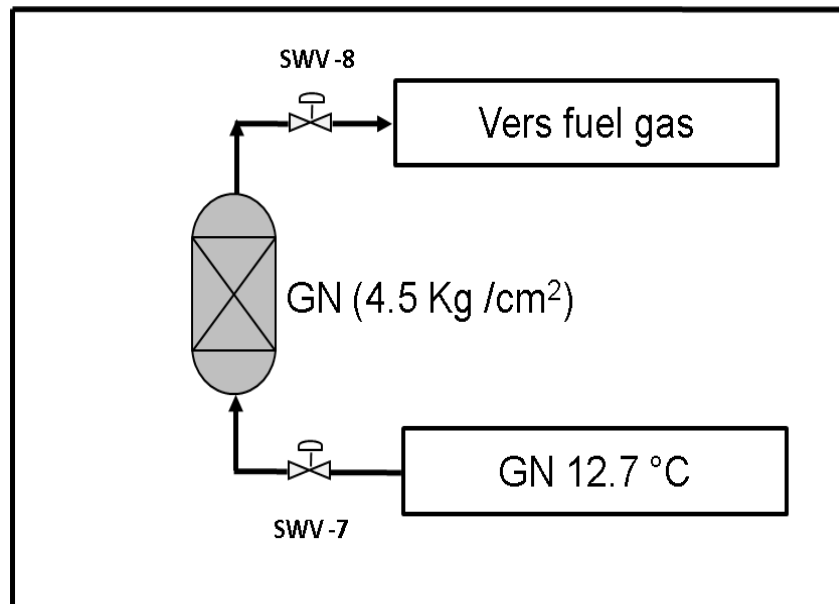


Figure II.10 : Schéma de la phase refroidissement

II.4.3.7.4 Calcul de la perte de charge de GN froid

La perte de charge par unité de longueur est donnée par l'équation d'Ergun [16]:

$$\Delta P / L = (A * U * \mu) + (B * \rho_p * U^2) \quad (\text{II.47})$$

Avec:

$\Delta P / L$: Perte de charge par unité de longueur (psi/ft)

μ : Viscosité du produit (Cp)

A, B : Constantes relatives aux dimensions des particules du tamis.

D'après (annexe 7) On a: A = 0,056 et B = 0,0000889

- Calcul de la vitesse superficielle U_2 à travers le lit

$$U_2 = M_{\text{ref}} / (60 * S * \rho_{\text{GN}}) \quad (\text{II.48})$$

$$S = 3,14 * D^2 / 4 = 12,79 \text{ ft}^2$$

$$\rho_{\text{GN}} = 4,18 \text{ Kg} / \text{m}^3 = 0,261 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$M_{\text{ref}} = 13593.103 \text{ lb} /$$

hr

On obtient : $U_2 = 67.87 \text{ ft} / \text{min}$

- **Calcul de la viscosité du GN froid μ_2 :**

On calcul la viscosité du GN connaissant la densité relative (dr) et la pression de régénération P :

$$dr = M_{GN} / M_{air} = 18,84 / 29 = 0,649 \text{ et } P = 543 \text{ KPa}$$

On utilisant l'annexe 8, on détermine la viscosité à la température de chauffage (12,7°C) :

$$\mu_1 = 0,013 \text{ Cp}$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Données			
$\mu_2 = 0,013 \text{ Cp}$	$\rho_{GN} = 0,261 \text{ lb / ft}^3$	$U_2 = 67.87 \text{ ft/min}$	$Ht = 8.862 \text{ ft}$
D'après l'équation (II.47) :		$\Delta P_2 / Ht = 0,066 \text{ Psi / ft}$	
$\Delta P_2 = 0,586 \text{ Psi} = 0,040 \text{ Bars}$			

- **Calcul de Re_2**

Le nombre de Reynolds est calculé par la formule suivante :

$$Re = G * D_p / \mu \quad (\text{II.49})$$

Avec :

μ : viscosité du produit en (lb / ft.hr)

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Données		
$\mu_2 = 0,031 \text{ lb / ft.hr}$	$G = M_{ref} / S = 1062.79 \text{ lb / hr.ft}^2$	$D_p = 0,0105 \text{ ft}$
D'après l'équation (II.49) :		$Re_2 = 359.98$

Interprétation :

Nous reprenons ci-dessous les résultats les plus importants concernant le gaz de réchauffage et le gaz de refroidissement pour la régénération du déshydrateur :

Pour le gaz de réchauffage :

$$\Delta P_1 / Ht = 0,082 \text{ Psi / ft}$$

$$\Delta P_1 = 0.72 \text{ Psi} = 0,05 \text{ Bars}$$

$$Re_1 = 105.78$$

Pour le gaz de refroidissement :

$$\Delta P_2 / Ht = 0,066 \text{ Psi / ft}$$

$$\Delta P_2 = 0,586 \text{ Psi} = 0,040 \text{ Bars}$$

$$Re_2 = 359.98$$

D'après les résultats obtenus, on reste toujours dans les normes requises. En effet, la perte de charge se trouve dans l'intervalle recommandé et on peut effectuer l'opération de régénération sans soulever le lit.

Le régime d'écoulement est turbulent, donc il favorise un bon transfert de masse et une meilleure distribution du gaz à travers le déshydrateur.

$$0,01 < \Delta P / Ht < 0,25 \text{ Psi / ft}$$

$$\Delta P < 0,7 \text{ Bars}$$

$$Re > 80$$

II.4.3.8. Résumé des résultats

Maintenant que nous avons fait notre choix sur le type de déshydrateur et son emplacement et après avoir effectué tous les calculs, nous placerons ce déshydrateur dans son vrai cadre, à savoir entre E-0032 et E-0033.

Cette colonne d'adsorption à tamis moléculaires doit protéger la section BOG propane contre une formation éventuelle d'hydrates et de givre imputables à la présence d'eau.

Etant donné que la teneur en eau possible du propane est faible, la durée d'adsorption de cette colonne est très longue, environ 30 jours (720 hr) Ainsi, un seul déshydrateur est prévu. Pendant la régénération la colonne d'adsorption est by passée.

Les résultats de notre calcul sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau II.4: récapitulatif des résultats obtenus

Dimensions	Unîtes anglo-saxonnes	Système international
D	4.035 ft	1.23 m
W	634.930 lb	287.99 kg
H _{ZTM}	1.79 ft	0,545 m
H _S	8.056 ft	2.455 m
H _t	8.862 ft	2.701 m
E _P	0.059 ft	0,0179 m
$\Delta P/H_t$	0.26 psi / ft	5.88Kpa / m
ΔP	2.27 psi	15.65 Kpa
Re	664.51	664.51
Mt	4882.34 lb	2214.615kg
H _f	1239172.52 BTU / hr	1307396 KJ / hr
t _{ref}	0,67 hr	0,67 hr
Mg	5927.156 lb / hr	2688.513 kg / hr
$\Delta P_1/H_t$	0,082 Psi / ft	0. 565 Kpa/m
ΔP_1	0,.72 psi	4.964 Kpa
Re ₁	105.78	105.78
M _{ref}	13593.103 lb / hr	2473.729 kg / hr
$\Delta P_2/H_t$	0,066 psi / ft	0,593 Kpa / m
ΔP_2	0,586 psi	1.620 Kpa
Re ₂	359.98	359.98

Conclusion

Il est nécessaire de savoir que de nos jours les sources d'énergie ont une considérable part dans notre économie nationale, ceci suppose que toute perte d'énergie quelque soit sa nature et sa dimension peut avoir un impact direct sur les coûts d'exploitation et les produits finis.

Nous tenons avant tout de confirmer que notre stage dans le complexe GP1Z nous a beaucoup apporté sur le plan pratique, où nous avons pu se pencher de très près sur la section de reliquéfaction du propane (BOG), et essentiellement sur l'échangeur E-0034 de la boucle de reliquéfaction. Nous avons aussi compris toute l'importance de la récupération et la reliquéfaction des vapeurs du propane accumulées dans les bacs de stockage sur les plans économique et environnemental.

Dans le présent travail, on a entamé une étude détaillée pour déterminer les causes du problème de mauvais refroidissement de l'économiseur E-0034 et recommander des solutions. Ce problème crucial d'encrassement par solidification est provoqué par la formation des hydrates à l'intérieur des tubes dus à la présence permanente de l'eau dans le produit propane.

On a pu étudier la faisabilité de notre proposition qu'elle règle le problème définitivement, qui est l'installation d'un déshydrateur à tamis moléculaire.

Les dimensions calculées de notre nouvel équipement ne pose pas de problème d'encombrement vu qu'il existe suffisamment d'espace pour son emplacement dans le site.

D'où on a proposé une résistance qui fournira la chaleur nécessaire à la régénération ainsi que la quantité de chaleur fournie.

Avec un temps d'adsorption assez long (30 jours), le nombre de régénération se limitera à une seule fois par mois donc le tamis sera moins exposé aux hautes températures lors de la séquence de chauffage.

La durée de vie du matériel sera plus longue car avec un nombre de cycle moins important, le matériel sera exposé à moins de contraintes de pression (moins de séquences de pressurisation et dépressurisation) et de contrainte de températures (réchauffage et de refroidissement).

Un nombre de cycle réduit solliciterait moins l'ouverture et la fermeture des vannes, et ce qui augmentera la durée de vie de la robinetterie.

Les résultats obtenus confirment la faisabilité de notre proposition dans la section de reliquéfaction du propane (BOG).

Recommandations

Recommandations

Notre étude nous a mené à conclure que la solution la plus adéquate serait d'installer un déshydrateur à tamis moléculaire muni d'une résistance pour la régénération car cette solution éliminera définitivement le problème du givrage du E-0034.

En attendant la réalisation cette solution proposée on continuera à isoler le coté calandre du E-0034 pour diminuer le givre.

Bibliographie

- [1] : **Banque de données GP1/Z** (Généralités sur le complexe GP1Z)
- [2] : **Généralités sur la fabrication GP1/Z**. Phase I, T405 a, I.H.I.
- [3] : **Manuel opératoire ; BOG phase I volume IV (GP1/Z)**.
- [4] : **Catalogue mécanique volume V**. Les échangeurs.
- [5]: **Process Heat Transfert** DONALD KERN.
- [6]: **Analyses du laboratoire GP1Z**
- [7]: **RC Reid, John M. Prausnitz & B.E. Poling** “the properties of gases and liquids”
Mc Graw & Hill 4 ème Edition.
- [8]: **John M.Campbell** “Gas conditioning and processing” volume 2: The Equipment Modules
- [9]: **Propane liquid dehydration using molecular sieves IAP Arzew june1993**.
- [10]: **RUTHVEN D. M**; principles of adsorption and adsorption process; John Wiley & sons, New York.
- [11]: **Formation perfectionnement –ingénieur- Déshydratation** Module 3 Bloc 1.
- [12] : **technique de l'ingénieur**, liquéfaction du GNL.
- [13]: **WUIHTIER** « le pétrole raffinage et génie chimique » Tome 1, Edition Tech. Paris
1972
- [14] : **Manuel Opératoire**; Section déshydratation phase I volume I (GP1Z).
- [15] : **WUIHTIER**« le pétrole raffinage et génie chimique » Tome 2 Edition Tech.

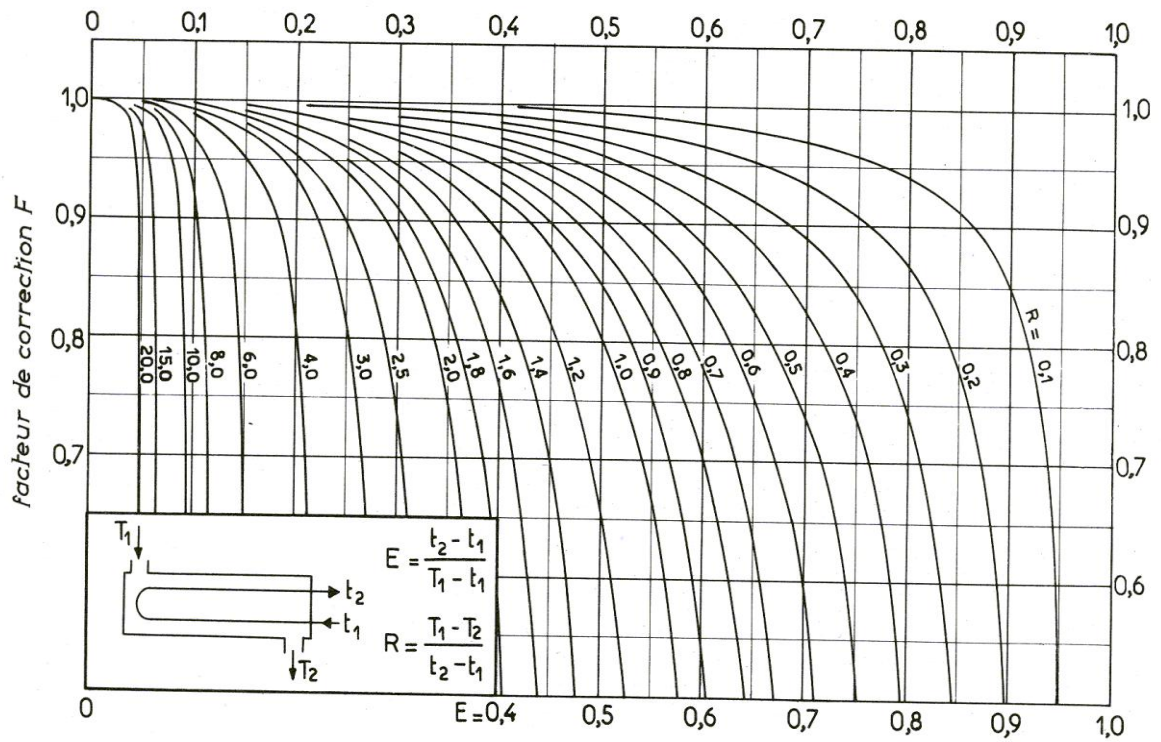


Les annexes

Annexe 1

1	CUSTOMER <i>SONATRACH</i>			ITEM NO. <i>04-E-0034</i>																														
2	LOCATION <i>ARZEW</i>																																	
3	SERVICE <i>PROPANE BOG LP ECONOMIZER</i>																																	
4	NUMBER OF UNITS <i>1</i>			INSTALLATION <i>HORIZONTAL</i>																														
5	SURFACE PER UNITS <i>m² 135</i>			TYPE <i>BKU</i>																														
6	SHELL PER UNITS <i>1</i>			CONNECTED IN <i>SERIES</i>																														
7	SURFACE PER SHELL <i>m² 135</i>																																	
PERFORMANCE OF ONE UNIT																																		
		SHELL SIDE			TUBE SIDE																													
		INLET		OUTLET																														
10			<i>C₂/C₃</i>		<i>C₂/C₃</i>																													
11	FLUID CIRCULATED		→		→																													
12	TOTAL FLOW	kg/hr	Lb/hr	<i>11,470</i>	<i>43,520</i>																													
13	VAPOR	kg/hr	Lb/hr	<i>3,040</i>	<i>11,470</i>																													
14	LIQUID	kg/hr	Lb/hr	<i>8,430</i>	<i>43,520</i>																													
15	STEAM	kg/hr	Lb/hr																															
16	NON-CONDENSABLES	kg/hr	Lb/hr																															
17	OPERATING TEMP.	°C	°F	<i>-52.8</i>	<i>-44.6</i>																													
18	OPERATING PRESS.	kg/cm ² G	Psig	<i>2.127</i>	<i>25.0</i>	<i>24.8</i>																												
19	GRAVITY (AVE.)	kg/m ³	lb/ft ³	<i>(L)0.584, (V)2.349</i>	<i>2.516</i>	<i>510</i>																												
20	VISCOSITY (AVE.)	cP	cP	<i>(L)0.217, (V)0.00662</i>	<i>0.00664</i>	<i>0.116</i>																												
21	MOLECULAR WEIGHT			<i>40.66</i>	<i>40.66</i>	<i>40.66</i>																												
22	SPECIFIC HEAT	Kcal/kg°C	Btu/Lb°F			<i>0.607 (AVE.)</i>																												
23	THERMAL COND.	Kcal/hrm°C	Btu/hrft°F	<i>(L)0.144, (V)0.0105</i>	<i>0.0105</i>	<i>0.128</i>																												
24	LATENT HEAT	Kcal/kg	Btu/Lb	<i>109.7</i>																														
25	NUMBER OF PASSES			<i>1</i>		<i>4</i>																												
26	VELOCITY	m/sec	ft/sec			<i>1.0</i>																												
27	PRESSURE DROP	kg/cm ²	Psi	ALLOW. —	CALC. —	ALLOW. <i>0.5</i> CALC. <i>0.2</i>																												
28	FOULING RESIST.	hrm ² C/Kcal	hrft ² °F/Btu	<i>0.0002</i>		<i>0.0002</i>																												
29	HEAT EXCHANGED	Kcal/hr	Btu/hr.	<i>0.925 x 10⁶</i>	MTD CORRECTED	<i>22.9</i>																												
30	TRANSFER RATE	Kcal/hrm ² C	Btu/hrft ² °F	SERVICE <i>299.2</i>	CLEAN																													
CONSTRUCTION OF ONE SHELL																																		
31	DESIGN PRESS.	kg/cm ² G	Psig	<i>2.5</i>	<i>32.0</i>																													
32	TEST PRESS.	kg/cm ² G	Psig	<i>3.8</i>	<i>48.0</i>																													
33	DESIGN TEMP.	°C	°F	<i>150 / -59</i>	<i>150 / -59</i>																													
34	TUBES	NO. <i>144</i>	O.D. <i>25.4</i>	THK. <i>2.77</i>	MATERIAL																													
35	LENGTH	<i>8000</i>	PITCH <i>32</i>		TUBE <i>A334 Gr 3 (SEAMLESS)</i>																													
36	SHELL	I.D. <i>750 / 2600</i>			SHELL/SHELL COVER <i>A203 Gr D</i>																													
37	TRANS. BAFFLE	TYPE <i>FULL</i>	NO. <i>5</i>	PITCH <i>1165</i>	SHELL FLANGE <i>A350-LF3</i>																													
38	OUT			<i>0</i>	CHANNEL/BONNET <i>A203 Gr D</i>																													
39	IMPINGEMENT PROT.	<i>NO</i>			CHANNEL COVER																													
40	TUBE NO. TUBESHEET	EXPAND			CHANNEL FLANGE <i>A350-LF3</i>																													
41					TUBE SHEET <i>A350-LF3</i>																													
42					FLOATING HEAD COVER																													
43	CORROSION ALLOW.	<i>1.5</i>		<i>1.5</i>	FLOATING HEAD FLANGE																													
44	STRESS RELIEF	YES <input checked="" type="checkbox"/>		YES <input checked="" type="checkbox"/>	BAFFLE/TUBE SUPPORT <i>A203 Gr D or 316 SA 33 B</i>																													
45	NOZZLES	SIZE	RTG/FCG	SIZE	RTG/FCG	GASKET SHELL <i>M.J.A.F (304 SS)</i>																												
46	INLET	<i>4" x 2</i>	<i>ANSI 150" RF</i>	<i>6"</i>	<i>ANSI 300" RF</i>	GASKET FLOATING HEAD																												
47	OUTLET	<i>6" x 2</i>		<i>6"</i>		GASKET CHANNEL <i>M.J.A.F (304 SS)</i>																												
CODE REQUIREMENT <i>TEMA CLASS R & ASME SEC. VIII Div. 1 & API 660</i>																																		
REMARKS <i>1. UNLESS OTHERWISE SPECIFIED, DIMENSIONS ARE IN mm.</i>																																		
<i>2. THE CONDITIONS OF LIQUID STORED IN SHELL SIDE IS AS GIVEN IN THE NEXT PAGE.</i>																																		
<i>3. FOR PRESSURE PARTS MATERIALS, IMPACT TESTS ARE REQUIRED.</i>																																		
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 15%; height: 20px;">△</td> <td style="width: 15%; height: 20px;"></td> <td style="width: 15%; height: 20px;"></td> <td style="width: 15%; height: 20px;"></td> <td style="width: 15%; height: 20px;"></td> <td style="width: 15%; height: 20px;"></td> <td style="width: 15%; height: 20px;"></td> </tr> <tr> <td style="height: 20px;">△</td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> </tr> <tr> <td style="height: 20px;">△</td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> </tr> <tr> <td style="height: 20px;">△</td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> <td style="height: 20px;"></td> </tr> </table>							△							△							△							△						
△																																		
△																																		
△																																		
△																																		
REV.NO.	DATE	REVISIONS			BY	CHKD	APPROVED																											
IHI		HEAT EXCHANGER DATA SHEET			5081-001		SCALE																											
PLANTS		JOB NAME Projet Usine GPL-ARZEW Phase 1			DRAWING NO. B2100-0002		REV. 2A																											
Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd.																																		

Annexe 2



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

Annexe 3

NOTE: Numbers in this table do not have accuracies greater than 1 part in 1000; in some cases extra digits have been added to calculated values to achieve internal consistency or to permit recalculation of experimental values.

PHYSICAL CONSTANTS

*See the Table of Notes and References.

Number	See Note No. → Compound	Formula	A. Molar mass (molecular weight)	B. Boiling point, °F 14.696 psia	Vapor pressure, psia 100 °F	C. Freezing point, °F 14.696 psia	D. Refractive index, n_D 60 °F	Critical constants			Number
								Pressure, psia	Temperature, °F	Volume, ft ³ /lb	
1	Methane	CH ₄	16.043	-258.72	(5000)*	-296.41 *	1.00041*	667.0	-116.66	0.0988	1
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.070	-127.46	(800)*	-297.02*	1.20971*	707.8	90.07	0.0783	2
3	Propane	C ₃ H ₈	44.097	-43.73	188.68	-305.72*	1.29480*	615.0	205.92	0.0727	3
4	Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.123	10.78	72.598	-255.26	1.3245*	527.9	274.41	0.0714	4
5	n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.123	31.08	51.719	-217.03	1.33588*	548.8	305.51	0.0703	5
6	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	82.09	20.450	-255.80	1.34771	490.4	368.96	0.0684	6
7	n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.150	96.89	15.580	-201.48	1.35165	488.1	385.7	0.0695	7
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	49.10	36.72	2.16	1.342*	464.0	321.01	0.0673	8
9	n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.177	155.70	4.9614	-139.56	1.37708	439.5	451.8	0.0688	9
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	140.44	6.769	-244.60	1.36571	436.6	435.76	0.0682	10
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	145.86	6.103	-261.20	1.37090	452.5	448.2	0.0682	11
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.177	121.50	9.859	-147.68	1.36283	446.7	419.92	0.0667	12
13	2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.177	136.33	7.406	-199.35	1.36938	454.0	440.08	0.0665	13
14	n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.204	209.07	1.6211	-130.99	1.38234	397.4	510.9	0.0682	14
15	2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	194.05	2.273	-180.87	1.37940	396.0	494.44	0.0673	15
16	3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	197.33	2.130	—	1.38326	407.6	503.62	0.0646	16
17	3-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	200.26	2.012	-181.44	1.38800	419.2	513.16	0.0665	17
18	2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	174.50	3.494	-190.80	1.37667	401.8	476.98	0.0665	18
19	2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	176.85	3.294	-182.59	1.37591	397.4	475.72	0.0667	19
20	3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	186.87	2.775	-209.99	1.38564	427.9	505.60	0.0662	20
21	Triptane	C ₇ H ₁₆	100.204	177.54	3.376	-12.21	1.38411	427.9	496.24	0.0636	21
22	n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.231	258.17	0.5374	-70.17	1.39248	361.1	563.5	0.0673	22
23	Diisobutyl	C ₈ H ₁₈	114.231	228.34	1.102	-132.09	1.38735	361.1	530.26	0.0676	23
24	Isooctane	C ₈ H ₁₈	114.231	210.58	1.709	-161.23	1.38624	372.7	519.28	0.0657	24
25	n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.258	303.40	0.1716	-64.26	1.40054	330.7	610.8	0.0693	25
26	n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.285	345.40	0.06091	-21.33	1.40720	304.6	652.2	0.0702	26
27	Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.134	120.60	9.917	-136.89	1.40050	653.8	461.1	0.0594	27
28	Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.161	161.29	4.491	-224.38	1.40400	548.8	499.28	0.0607	28
29	Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.161	177.40	3.267	43.79	1.42053	590.7	536.6	0.0586	29
30	Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.188	213.69	1.609	-195.87	1.41778	503.4	570.20	0.0600	30
31	Ethene(Ethylene)	C ₂ H ₄	28.054	-154.71	(1400)*	-272.48*	(1.228)*	731.0	48.54	0.0746	31
32	Propene(Propylene)	C ₃ H ₆	42.081	-53.83	232.8	-301.45*	1.3006*	676.6	198.31	0.0717	32
33	1-Butene(Butylene)	C ₄ H ₈	56.108	20.79	62.55	-301.63*	1.3386*	586.4	296.18	0.0683	33
34	cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	38.69	45.97	-218.01	1.3556*	615.4	324.31	0.0667	34
35	trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	33.58	49.88	-157.97	1.3487*	574.9	311.80	0.0679	35
36	Isobutene	C ₄ H ₈	56.108	19.57	64.95	-220.60	1.3473*	580.2	292.49	0.0681	36
37	1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.134	85.92	19.12	-265.37	1.36487	509.5	376.86	0.0674	37
38	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	51.52	36.53	-213.14	(656.)*	(354.)*	(0.070)*	38	
39	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	24.06	59.46	-164.00	1.3975*	620.3	306.	0.0653	39
40	Isoprene	C ₅ H ₈	68.119	93.29	16.68	-230.71	1.41472	(582.)*	(403.)*	(0.066)*	40
41	Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	-119.21*	—	-113.4*	—	890.4	95.29	0.0693	41
42	Benzene	C ₆ H ₆	78.114	176.13	3.225	41.96	1.49436	710.4	552.15	0.0531	42
43	Toluene	C ₇ H ₈	92.141	231.08	1.033	-138.96	1.49102	595.5	605.50	0.0549	43
44	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.167	277.10	0.3716	-138.933	1.49022	523.0	651.22	0.0564	44
45	o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	291.91	0.2643	-13.32	1.50017	541.6	674.85	0.0557	45
46	m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	282.35	0.3265	-54.16	1.49177	512.9	650.95	0.0567	46
47	p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	280.98	0.3424	55.87	1.49039	509.2	649.47	0.0572	47
48	Styrene	C ₈ H ₈	104.152	293.40	0.2582	-23.14	1.54937	587.8	(703.)*	0.0534	48
49	Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₂	120.194	306.27	(0.188)	-140.838	1.48607	465.4	676.2	0.0569	49
50	Methyl alcohol	CH ₃ O	32.042	148.41	4.631	-143.77	1.32443	1174.	463.01	0.0590	50
51	Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.069	172.87	2.313	-173.4	1.35717	891.7	465.31	0.0581	51
52	Carbon monoxide	CO	28.010	-312.61	—	-336.99*	1.00028*	506.8	-220.51	0.0527	52
53	Carbon dioxide	CO ₂	44.010	-109.235*	—	-69.81*	1.00038*	1069.5	87.73	0.0342	53
54	Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.082	-76.49	394.67	-121.86*	1.00057*	1300.	212.40	0.0461	54
55	Sulfur dioxide	SO ₂	64.065	14.11	85.46	-103.84*	1.00059*	1143.	315.7	0.0305	55
56	Ammonia	NH ₃	17.0305	-27.98	211.9	-107.85*	1.00033*	1647.	270.2	0.0681	56
57	Air	N ₂ +O ₂	28.9625	-317.81	—	—	1.00028*	546.9	-221.30	0.0517	57
58	Hydrogen	H ₂	2.0159	-423.130*	—	-434.824*	1.00013*	187.5*	-400.3*	0.5101*	58
59	Oxygen	O ₂	31.9988	-297.317*	—	-361.826*	1.00027*	731.4	-181.41	0.0367	59
60	Nitrogen	N ₂	28.0134	-320.436	—	-345.995*	1.00028*	492.8	-232.49	0.0510	60
61	Chlorine	Cl ₂	70.9054	-29.12	157.3	-149.70*	1.3735*	1157.	290.69	0.0280	61
62	Water	H ₂ O	18.0153	211.953*	0.95014	32.018	1.33335	3200.1	705.11	0.04975	62
63	Helium	He	4.0026	-452.110	—	—	1.00003*	32.99	-450.31	0.2300	63
64	Hydrogen chloride	HCl	36.4606	-121.25	906.71	-173.50*	1.00039*	1205.	124.75	0.0356	64

Annexe 4



ADSORBENTS

4A-DG MOLSIV™ ADSORBENT

DESCRIPTION

4A-DG adsorbent is a clay-bound, sodium form of the Type A molecular sieve. 4A-DG molecular sieve will adsorb molecules with critical diameters up to 4 angstroms. It adsorbs water, H₂S, methanol, methyl mercaptan, and ethane, but not propane or larger hydrocarbons.

APPLICATIONS

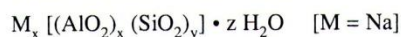
4A-DG adsorbent has been specially formulated for drying natural gas and natural gas liquids. It has demonstrated the ability to provide long service life and predictable, economical dehydration service. 4A-DG adsorbent can provide very low moisture levels required by cryogenic NGL recovery plants. It is also used for removing H₂S and CO₂ from natural gas.

TYPICAL PHYSICAL PROPERTIES

	<u>1/16" Pellets</u>	<u>1/8" Pellets</u>	<u>1/8" TRISIV™ Pellets</u>	<u>1/4" TRISIV™ Pellets</u>
Nominal pore diameter (Å)	4	4	4	4
Bulk density (kg/m ³)	657	657	641	609
Heat of adsorption (kJ/kg H ₂ O)	4186	4186	4186	4186
Moisture content (wt-%)	<1.5	<1.5	<1.5	<1.5
Equilibrium H ₂ O capacity* (wt-%)	22	22	22	22
Crush strength (kgs)	5	9	8	18

* Measured at 17.5 mm Hg and 25°C

CHEMICAL FORMULA



REGENERATION

4A-DG molecular sieve can be regenerated for re-use by purging or evacuating at temperatures of 300°F (149°C) to 600°F (315°C).

SAFETY AND HANDLING

See the UOP brochure entitled "Precautions and Safe Practices for Handling Molecular Sieves in Process Units" or contact your UOP representative.

SHIPPING INFORMATION

4A-DG MOLSIV adsorbent is shipped in steel drums and quick load bags.

FOR MORE INFORMATION

For more information, contact your UOP representative or UOP's Adsorbents business at:

UOP M.S. S.r.l.
Viale Milanofiori,
Strada 1, Palazzo E1,
I-20090 ASSAGO MI
Milan, Italy.
Telephone: 39-02-892241
Fax: 39-02-5750-0145
E-mail: Adsorbents@uop.com

© 2001 UOP LLC. All rights reserved.

This information is not to be taken as a warranty or representation for which UOP assumes legal responsibility nor as permission or recommendation to practice any patented invention without a license. It is offered solely for your consideration.

UOP 3102eu-16 0401A0Ax-A4



UOP™

UOP LLC
25 East Algonquin Road
Des Plaines, IL 60017-5017
www.uop.com

Annexe 6

Valeurs de (ω/ρ) à utiliser dans la corrélation de Watson

COMPOSANTS	(ω/ρ) (cm ³ /mole)
N ₂	3.7456
C ₁	4.7070
C ₂	6.7047
C ₃	9.2392
i-C ₄	11.7425
n-C ₄	11.6114
i-C ₅	14.0648
n-C ₅	14.0523
C ₆	16.5120
C ₇	18.9778
C ₈	21.4125
C ₉	23.7347

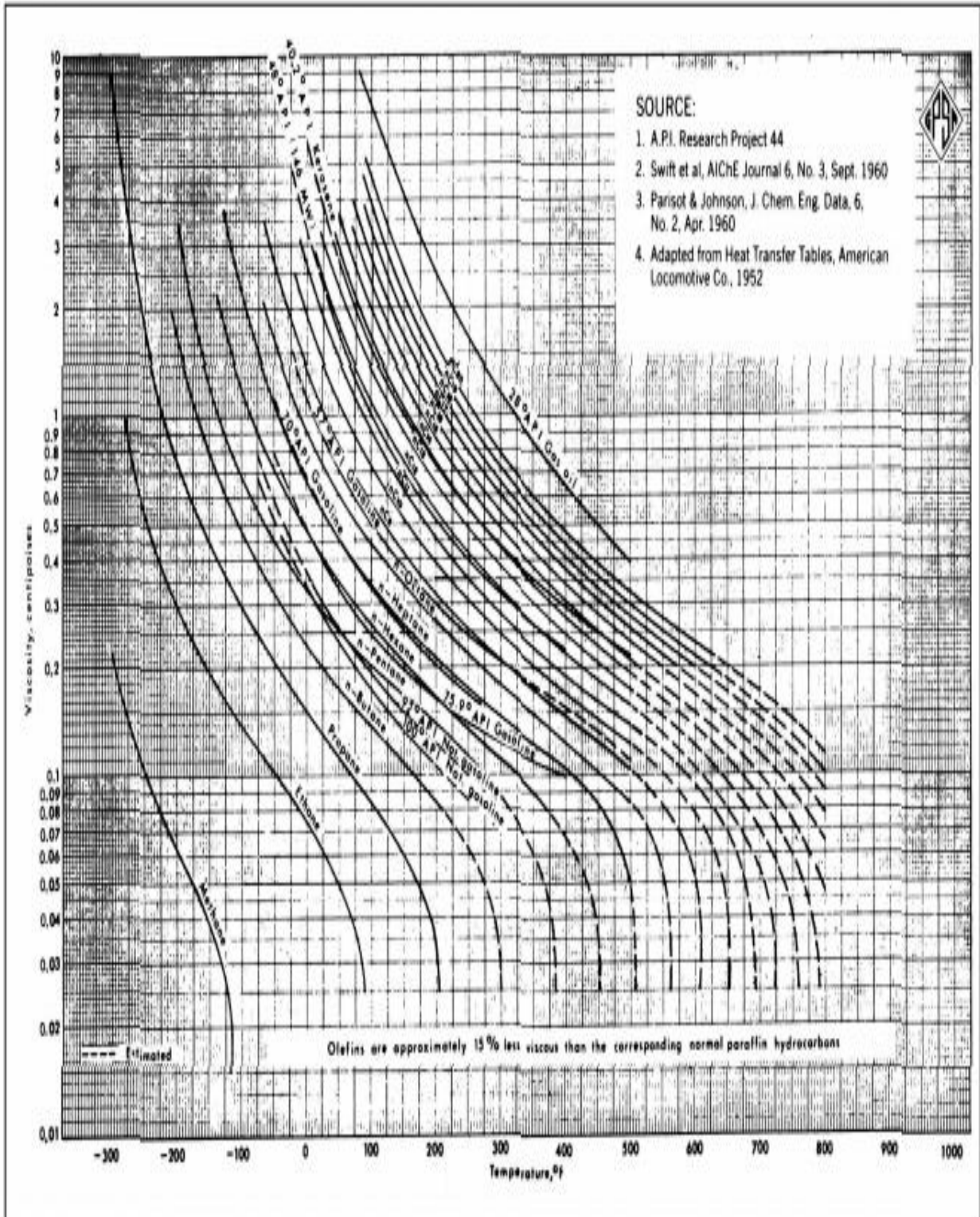
Annexe 7

Constantes relatives au tamis moléculaires entrant dans le calcul de la perte de charge
(Equation d'Ergun)

Constante	A	B
Billes 4-8 mesh	0.0560	0.0000889
Extrudat 1/8''	0.0722	0.000124
Billes 8-12 mesh	0.152	0.000136
Extrudat 1/16''	0.238	0.000210

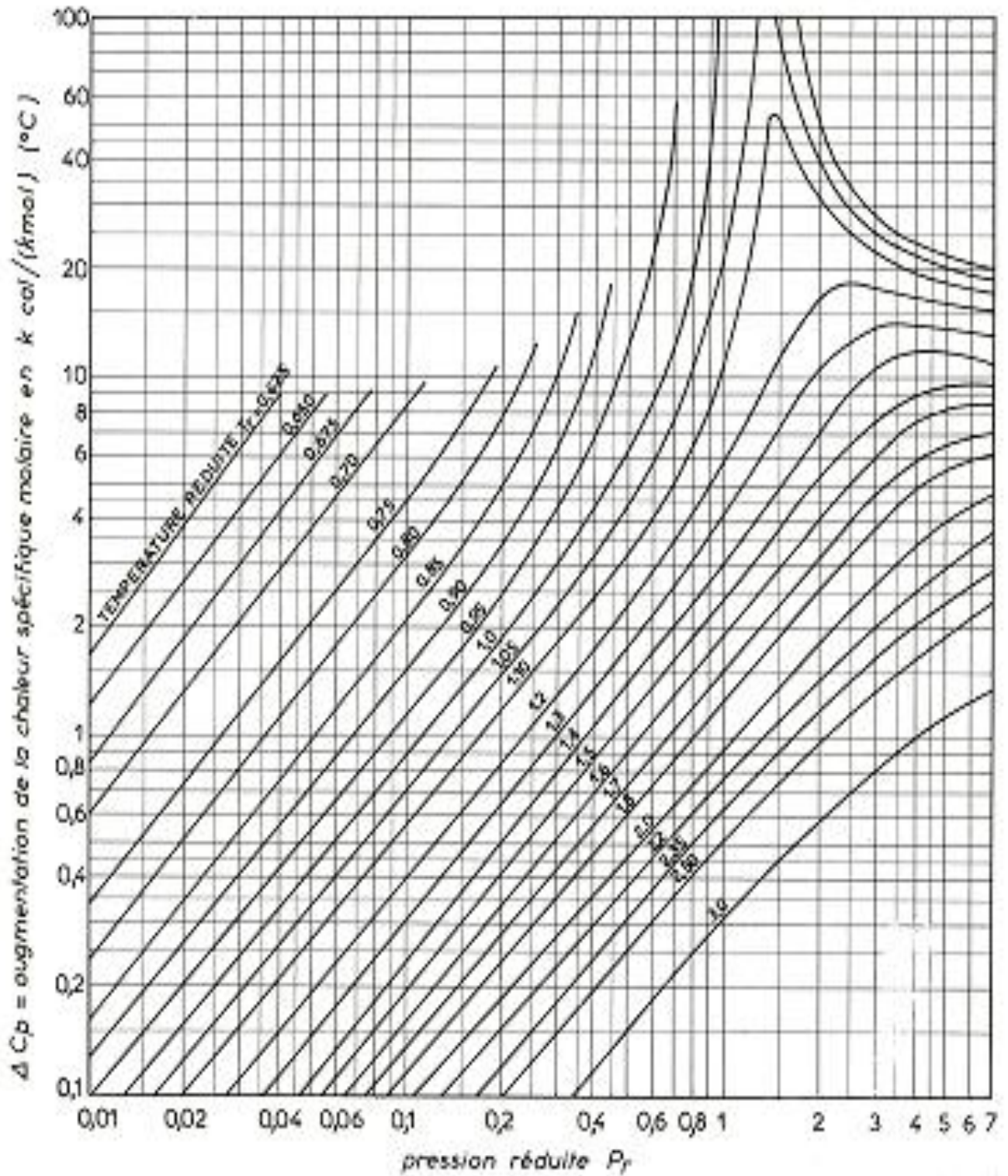
Annexe 8

Viscosité des hydrocarbures liquides



Annexe 9

Correction de la chaleur spécifique molaire



Annexe 10

Chaleur spécifique a pression constante

	a	b.10 ³	c.10 ⁵	d.10 ⁸	INTERVALLE DE TEMPERATURE
Méthane	4,75	1,2	0,300	— 2,63	273-1500°K
Ethane	1,648	4,124	— 1,53	1,74	
Propane	— 0,866	7,279	— 3,755	7,58	
n-Butane	— 0,845	8,873	— 4,30	8,36	
Isobutane	— 1,89	9,936	— 5,495	11,92	
n-Pentane	— 1,618	10,85	— 5,365	10,10	
Isopentane	— 2,273	12,434	— 7,097	15,86	
Néopentane	— 3,863	13,305	— 8,010	18,83	
n-Hexane	— 1,657	13,19	— 6,844	13,78	
Ethylène	0,844	3,735	— 1,993	4,22	
Propylène	— 0,753	5,891	— 2,91	5,88	
1-Butène	— 0,34	6,65	— 5,11	12,07	
Isobutène	— 1,65	7,702	— 3,961	8,02	
Butène-2-cis	— 1,778	8,078	— 4,074	7,89	
Butène-2-trans	2,34	7,22	— 3,403	6,07	
Cyclopropane	— 6,481	8,206	— 5,677	15,61	
Cyclopentane	— 12,567	13,087	— 7,447	18,41	
Méthylcyclopentane	— 12,114	13,38	— 8,915	20,03	
Cyclohexane	— 15,935	16,454	— 9,283	18,27	
Méthylcyclohexane	— 15,07	16,972	— 10,589	24,09	
Benzène	— 8,65	11,578	— 7,54	18,54	
Toluène	— 8,213	13,387	— 8,23	19,2	
Ethylbenzène	— 8,398	15,935	— 10,003	23,95	
Styrène	— 5,968	14,354	— 9,15	22,03	
Cumène	— 8,452	18,686	— 11,869	28,8	
o-Xylène	— 3,789	14,291	— 8,354	18,8	
m-Xylène	— 6,533	14,905	— 8,831	20,65	
p-Xylène	— 5,384	14,22	— 7,984	17,03	
Acétylène	5,21	2,2000	— 1,559	4,349	
Méthylacétylène	4,21	4,073	— 2,192	4,713	
Diméthylacétylène	3,54	5,838	— 2,76	4,974	
Propadiène	2,43	4,693	— 2,781	6,484	
Butadiène-1-3	— 1,29	8,35	— 5,582	14,24	
Isoprène	— 0,44	10,418	— 6,752	15,93	

Substances minérales

	a	b.10 ³	c.10 ⁵	d.10 ¹⁰	INTERVALLE DE TEMPERATURE
Azote	6,903	— 3,753	19,2	— 6,861	273-1000°K
Oxygène	5,056	36,31	— 17,09	3,133	273-1000°K
Air	5,713	— 4,597	11,47	— 4,696	273-1000°K
Hydrogène	6,952	— 4,578	8,563	— 2,079	273-1000°K
Oxyde de carbone	6,726	4,001	12,83	— 5,307	273-1000°K
Gas carbonique	5,316	142,65	— 83,62	17,84	273-1000°K
Vapeur d'eau	7,7	4,594	20,21	— 8,587	273-1000°K
Soufre diatomique S ₂	6,489	52,89	— 38,88	9,52	273-1000°K
Anhydride sulfureux SO ₂	6,157	138,4	— 91,03	20,57	273-1000°K
Anhydride sulfurique SO ₃	3,918	340,3	— 267,5	77,44	273-1000°K
H ₂ S	7,07	31,20	— 13,54	— 7,867	273-1000°K
Sulfure de carbone	7,39	140,9	— 109,6	27,6	273-1000°K
Oxysulfure de carbone	6,222	193,6	— 105,8	25,6	273-1000°K
Fluor	6,115	50,84	— 41,86	5,797	273-2000°K
Chlore	6,8214	87,095	— 51,07	115,47	273-1500°K
Brome	8,051	21,62	— 21,28	6,406	273-1500°K
Iode	8,594	13,138	— 10,684	3,125	273-1000°K
HF	7,205	— 11,78	15,76	— 3,76	273-2000°K
HCl	7,244	— 18,2	31,7	— 16,58	273-1500°K
HBr	7,169	— 18,04	33,14	— 11,61	273-1500°K
HI	6,702	4,548	12,16	— 4,813	273-1000°K
NO	6,461	23,55	— 7,705	0,6729	273-1500°K
N ₂ O	5,758	140,04	— 85,58	25,26	
NO ₂	5,48	136,5	— 84,1	18,6	
N ₂ O ₄	7,9	446	— 271	0	
Cyanogène	9,82	148,58	— 65,71	—	
Acide cyanhydrique	6,34	63,75	— 26,11	—	273-1000°K

Résumé

Le complexe GP1.Z, est l'une des unités productrices de propane, de butane. Elle possède deux sections de récupération, l'une pour récupérer les vapeurs du propane et l'autre pour récupérer les vapeurs du butane phase 1 et phase 3.

Dans la section de reliquéfaction du propane (B.O.G) située au niveau du complexe GP1.Z, l'économiseur E 0034 présente un problème de perte qui se traduit par une diminution du rendement

Depuis 1985, la température de sortie de l'économiseur E-0034 censée être égale à -41°C à la sortie ne se trouve qu'à -6°C .

Notre objectif fait une étude pour éliminer le problème de givre, on propose un déshydrateur de garde à l'entrée de l'économiseur E-0033 qui élimine l'eau dissoute dans le propane d'une teneur de 5 ppm à 1 ppm.

On a pu étudier la faisabilité de notre proposition qu'elle règle le problème définitivement, qui est l'installation d'un déshydrateur à tamis moléculaire avec un temps d'adsorption assez long (30 jours), le nombre de régénération se limitera à une seule fois par mois donc le tamis sera moins exposé aux hautes températures lors de la séquence de chauffage

Cette modification nous a permis non seulement de réduire l'énergie consommée par la section B.O.G mais aussi de réduire le taux d'évaporation dans les bacs de stockage et le perd de produit par torchage

Notre étude nous a mené à conclure que la solution la plus adéquate serait d'installer un déshydrateur à tamis moléculaire muni d'une résistance pour la régénération car cette solution éliminera définitivement le problème du givrage du E-0034.