

| | | |
|--|--|--|
|  | الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية |  |
| | People's Democratic Republic of Algeria | |
| | وزارة التعليم العالي والبحث العلمي | |
| | Ministry of Higher Education and Scientific Research | |
| | جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم | |
| | Abdel Hamid Ibn Badis University – Mostaganem | |
| | كلية العلوم والتكنولوجيا | |
| Faculty of Sciences and Technology | | |
| قسم هندسة الطرائق | | |
| Department of Process Engineering | | |

N° d'ordre : M2.../GP/2025

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Génie pétrochimique

Thème

**Amélioration de l'efficacité du refroidissement de l'échangeur
E-0034 dans la section Boil-Off Gas de l'unité GP1/Z.**

Présentées par :

- 1- M^{elle} Belaouedj Maroua Basma
- 2- M^{elle} Charef Beloufa Imene

Soutenu le 02/06/2025 devant le jury composé de :

| | | | |
|--------------|------------------------|------------------------------|--------------------------|
| Présidente : | DIB Hanaa | Maitre de Conférences "A" | Université de Mostaganem |
| Examineurs: | BELHADJI Kinza Amel | Maitre de Conférences "A" | Université de Mostaganem |
| Encadrant : | TERKHI Mohammed Cherif | Maitre de Conférences "A" | Université de Mostaganem |

Année universitaire : 2024/2025



Dédicace

- ❖ À mon très cher Père, à l'homme de ma vie, mon exemple éternel, mon soutien moral et ma source de joie de bonheur, celui qui s'est toujours sacrifié pour me voir réussir, Que Dieu te protège, t'accorde une bonne santé et te préserve de tout mal
- ❖ A ma mère, ma force, ma source de vie et mon paradis.

À mes frères et mes sœurs, ceux qui ont partagé avec moi tous les moments d'émotion lors de la réalisation de ce travail. Ils m'ont chaleureusement soutenu et encouragé tout au long de mon parcours

À ma famille qui joue un très grand rôle et à tout moment. Son soutien morale au long de ces années

À Toutes mes cousines, et sur tout a **Asmae** que j'aime trop.

Maroua & Imene





Remerciement

- ❖ En tout premier lieu nous remercions le Bon Dieu , Tout-Puissant de nous avoir donné la force et la volonté pour survivre, ainsi que l'audace pour dépasser toutes les difficultés.
- ❖ Nous adressons nos sincères remerciements à notre encadrant M.C.Terkhi, de nous avoir encadrés, orientés, aidés et conseillés, et surtout pour sa patience et sa disponibilité.
- ❖ Par ailleurs, nous remercions vivement les membres du jury de nous avoir fait l'honneur de juger notre travail et d'assister à la soutenance
- ❖ Nous exprimons nos remerciements à l'ensemble des chefs de service de fabrication et de stockage, ainsi qu'aux responsables des différentes zones, pour leur encadrement et leurs précieux conseils. Nous leur sommes également reconnaissants pour leurs efforts, ainsi qu'à tous les ingénieurs et opérateurs qui nous ont apporté leur soutien.
- ❖ Enfin, nous souhaitons exprimer notre gratitude à toutes les personnes qui ont contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce mémoire

Maroua & Imene

Liste des figures :

| | |
|---|--------|
| Figure I.3 : situation et voisinage de l'unité GP1/Z..... | - 2 - |
| Figure I.4 : organigramme de l'unitéGP1/Z..... | - 3 - |
| Figure I.5 : l'unité de GP1/Z..... | - 4 - |
| Figure II.1 : représente la section (BOG) propane..... | - 9 - |
| Figure II.4 : représente la section (BOG) butane..... | - 12 - |
| Figure III.2: l'échangeur E-0034..... | - 16 - |
| Figure IV.1 : Nouveau schéma d'installation de la section (BOG) propane..... | - 20 - |
| FigureIV.3.1 : schéma de la phase d'adsorption..... | - 43 - |
| Figure IV.3.2 : schéma de la phase drainage..... | - 44 - |
| Figure IV.3.3 : schéma de la phase dépressurisation..... | - 44 - |
| Figure IV.3.4 : schéma de la phase chauffage..... | - 45 - |
| Figure IV.3.5 : schéma de la phase refroidissement..... | - 46 - |
| Figure IV.3.6 : schéma de la phase pressurisation..... | - 47 - |
| Figure IV.3.7 : schéma de la phase remplissage..... | - 47 - |

Liste des tableaux:

| | |
|--|--------|
| Tableau III.1 : les caractéristiques de l'échangeur E-0034..... | - 15 - |
| Tableau IV.1 : Composition du gaz de régénération..... | - 30 - |
| Tableau IV.2.1.d : résultats du calcul du diamètre minimum du lit..... | - 23 - |
| Tableau IV.2.1.e : résultats du calcul de la hauteur totale du lit..... | - 26 - |
| Tableau IV.2.1.f : résultats du calcul de l'épaisseur de la paroi..... | - 27 - |
| Tableau IV.2.1.g : résultats du calcul des pertes de charge..... | - 28 - |
| Tableau IV.2.1.h : résultats du calcul du nombre du Reynolds..... | - 28 - |

Liste des abréviations :

| | |
|------|---|
| GPL | Gaz de pétrole liquéfié. |
| BOG | Boil-Off-Gas. |
| GN | Gaz naturel. |
| HP | Haute pression. |
| MP | Moyenne pression. |
| BP | Basse pression. |
| TEMA | Tubular Exchanger Manufacturer`s Association (nome américaine). |
| Ppm | Partie par million. |
| BTU | British termel unit. |
| AKU | A: Un distributeur avec un fond soude. |
| | K : Une calandre du type rebouilleur. |
| | U : Un faisceau de tubes en U. |

Résumé :

Le complexe GP1/Z constitue l'une des unités de production de propane et de butane. Il comprend deux sections de récupération : l'une dédiée aux vapeurs de propane, l'autre aux vapeurs de butane issues des phases 1 et 3. Au sein de la section de reliquéfaction du propane Boil-Off-Gas (BOG), localisée dans l'unité GP1/Z, une perte au niveau de l'échangeur E-0034 a été constatée, entraînant une baisse notable de l'efficacité du système (1.78 %). Cette étude vise à éliminer le problème de givrage affectant le système, dans le but d'en améliorer les performances. Pour y parvenir, nous proposons l'installation d'un déshydrateur de garde à l'entrée de l'économiseur, destiné à éliminer l'eau dissoute dans le propane. La faisabilité de cette solution a été analysée. Elle repose sur l'installation d'un déshydrateur à tamis moléculaire, dont le cycle d'adsorption permettrait une régénération mensuelle. Cette fréquence réduite limiterait l'exposition du tamis aux températures élevées pendant la phase de régénération. À l'issue de notre étude, il ressort que la solution optimale consisterait à mettre en place un déshydrateur à tamis moléculaire équipé d'une résistance de régénération. Cette configuration permettrait de supprimer durablement le phénomène de givrage au niveau de l'échangeur E-0034, tout en améliorant l'efficacité globale du système (74.18%).

Abstract:

The GP1/Z complex is one of the propane and butane production units. It includes recovery sections: one dedicated to propane vapors, and the other to butane vapors from phases 1 and 3. In the propane Boil-Off-Gas (BOG) reliquefaction section, located in the GP1/Z unit, a leak was detected at the E-0034 exchanger, leading to a significant drop in system efficiency (1.78 %).

This study aims to eliminate the icing issue affecting the system in order to improve its performance. To achieve this, we propose installing a guard dehydrator at the economizer inlet, designed to remove dissolved water from the propane.

The feasibility of this solution was analyzed. It relies on the installation of a molecular sieve dehydrator, whose adsorption cycle would allow monthly regeneration. This reduced frequency would limit the sieve's exposure to high temperatures during the regeneration phase.

At the conclusion of our study, the optimal solution appears to be the installation of a molecular sieve dehydrator equipped with a regeneration heater. This configuration would permanently eliminate the icing phenomenon at the E-0034 exchanger while improving the system's overall efficiency (74.18%).

ملخص :

يعتبره المجمع GPI/Z إحدى وحدات إنتاج البروبان و البيوتان. ويتضمن أقسامًا مخصصة لاسترجاع الأبخرة: أحدها مخصص لأبخرة البروبان، والآخر لأبخرة البيوتان الناتجة عن المرحلتين 1 و3. في قسم إعادة تسييل غاز البروبان المتبخر (BOG) الواقع داخل وحدة GPI/Z، تم رصد تسرب عند المباديل الحراري E-0034، مما أدى إلى انخفاض كبير في كفاءة النظام (1.78 %) تهدف هذه الدراسة إلى القضاء على مشكلة التجمد التي تؤثر على النظام، بهدف تحسين أدائه. ولتحقيق ذلك، نقترح تركيب مجفف احتياطي عند مدخل المقتصد الحراري، يهدف إلى إزالة المياه المذابة في البروبان. تم تحليل جدوى هذا الحل، وهو يعتمد على تركيب مجفف يعمل بغريال جزئي، يسمح دوره في الاهتزاز بإجراء عملية تجديد شهرية. هذا التواتر المنخفض يُقلل من تعرّض الغريال لدرجات الحرارة العالية أثناء مرحلة التجديد. وفي نهاية دراستنا، تبيّن أن الحل الأمثل يتمثل في تركيب مجفف بغريال جزئي مزوّد بسخان للتجديد، حيث تُمكن هذه البنية من القضاء نهائيًا على ظاهرة التجمد عند المباديل الحراري E-0034 مع تحسين الكفاءة العامة للنظام (74.18%).

Table des matières:

| | |
|---|-------|
| Dédicace..... | ii |
| Remerciement..... | iii |
| Liste des figures..... | iv |
| Liste des tableaux..... | v |
| Liste des abréviations..... | vi |
| Résumé..... | vii |
| Introduction générale..... | - 1 - |
| Chapitre I : Présentation de l'unité GP1/Z..... | - 2 - |
| I.1 Présentation de l'unité GP1/Z..... | - 2 - |
| I.2 Historique..... | - 2 - |
| I.3 Situation géographique et voisinage de l'unité..... | - 2 - |
| I.4 Organisation de l'unité GP1/Z..... | - 3 - |
| I.5 Fiche technique de l'unité..... | - 4 - |
| I.6 Principales installations de l'unité..... | - 5 - |
| I.7 Les Sections De stockage..... | - 5 - |
| A_ stockage à température ambiante..... | - 5 - |
| B_ stockage à bas température..... | - 5 - |
| I.7.1 Section B(OG)..... | - 6 - |
| I.7.2 Section de chargement navire à Bas T..... | - 6 - |
| Chapitre II : Présentation de la section Boil-Off-Gas(BOG)..... | - 7 - |
| II.1 Présentation de la Section (BOG)..... | - 7 - |
| II.2 Description de la section (BOG) Propane..... | - 7 - |
| II .2.1 Les ballons d'aspiration..... | - 7 - |
| II.2.2 Les Compresseurs..... | - 7 - |
| II.2.3 L'Aéro-réfrigérant..... | - 8 - |
| II.2.4 Le Ballon Récupérateur..... | - 8 - |
| II.2.5 Les échangeurs..... | - 8 - |

| | |
|---|--------|
| II.3 Fonctionnement de procédé reliquefaction du propane Dans (BOG)..... | - 10 - |
| II.4 Description de la section (BOG) butane..... | - 11 - |
| II.5 Fonctionnement de procédé reliquefaction du butane Dans (BOG)..... | - 12 - |
| Chapitre III : Analyse du problème..... | - 15 - |
| _Introduction | - 15 - |
| III.1 Définition de l'échangeur E-0034..... | - 15 - |
| III.2 Description de l'échangeur E-0034..... | - 16 - |
| III.3 Calcul de l'efficacité et le flux thermique réel de l'échangeur E-0034..... | - 16 - |
| III.4 Les causes du problème..... | - 17 - |
| III.5 Solutions proposées..... | - 18 - |
| III.6 L'efficacité de l'échangeur du désigne..... | - 19 - |
| Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur..... | - 20 - |
| IV.1 Détermination du choix de l'emplacement du déshydrateur..... | - 20 - |
| IV.2 Les calcul du déshydrateur..... | - 21 - |
| IV.2.1 Dimensionnement..... | - 21 - |
| a_ Propriétés du propane | - 21 - |
| b_ Fiche technique du tamis moléculaire..... | - 21 - |
| c_ Calcul des propriétés du propane..... | - 21 - |
| d_ Calcul du diamètre minimum du lit..... | - 22 - |
| e_ Calcul de la hauteur totale du lit..... | - 23 - |
| f_ Calcul de l'épaisseur de la paroi..... | - 26 - |
| g_ Calcul des pertes de charge..... | - 27 - |
| h_ Calcul du nombre de Reynolds..... | - 28 - |
| IV.2.2 Bilan thermique..... | - 30 - |
| a_ Propriétés du gaz de régénération (GN)..... | - 30 - |
| b_ Calcul de la capacité calorifique du gaz de réchauffage (Cpg)..... | - 30 - |
| c_ Calcul de la capacité calorifique du gaz de refroidissement (Cpref)..... | - 32 - |

| | | |
|--------|--|--------|
| d_ | Quantité totale de chaleur nécessaire à la régénération..... | - 33 - |
| e_ | Calcul de la chaleur fournie par le four..... | - 36 - |
| f_ | Calcul du temps de refroidissement..... | - 37 - |
| g_ | Calcul de la quantité de chaleur soutirée..... | - 37 - |
| IV.2.3 | Bilan de matière..... | - 37 - |
| a_ | Calcul du débit de GN froid..... | - 37 - |
| b_ | Calcul de la perte de charge du GN froid..... | - 38 - |
| c_ | Calcul de Re_1 | - 39 - |
| e_ | Calcul du débit de GN chaud..... | - 39 - |
| f_ | Calcul de la perte de charge de GN chaud..... | - 40 - |
| g_ | Calcul de Re_2 | - 41 - |
| IV.3 | Les étapes de fonctionnement du déshydrateur..... | - 43 - |
| IV.3.1 | Séchage du propane..... | - 43 - |
| IV.3.2 | Drainage..... | - 43 - |
| IV.3.3 | Dépressurisation..... | - 44 - |
| IV.3.4 | Réchauffage..... | - 45 - |
| IV.3.5 | Refroidissement..... | - 46 - |
| IV.3.6 | Pressurisation..... | - 46 - |
| IV.3.7 | Remplissage..... | - 47 - |
| IV.4 | Résumé des résultats..... | - 48 - |
| | Conclusion générale et recommandations..... | - 49 - |
| | Annexe A..... | - 51 - |
| | Annexe B..... | - 52 - |
| | Annexe C..... | - 53 - |
| | Annexe D..... | - 54 - |
| | Annexe E..... | - 55 - |

| | |
|--------------------|--------|
| Annexe F..... | - 56 - |
| Annexe G..... | - 57 - |
| Annexe H..... | - 58 - |
| Annexe I..... | - 59 - |
| Annexe J..... | - 60 - |
| Bibliographie..... | - 61 - |

Introduction générale :

_ L'Algérie est l'un des pays riches en ressources naturelles, Exactement le sud du pays, avec des réserves d'hydrocarbures liquides et gazeux. Le gaz naturel extrait des champs nécessite d'abord une séparation sur site, puis une séparation finale à proximité des zones de consommation. Pour atteindre cet objectif, notre pays a consacré des investissements considérables à la construction de grandes unités de séparation, tels que l'unité GP1/Z.

_ GP1/Z C'est un Complexe Situé dans La zone industrielle Arzew pour le but de la séparation , liquéfaction et la production de Gaz de pétrole liquéfié (GPL).

_ Le gaz de pétrole de l'unité GP1/Z Provient des champs du sud est composé essentiellement du propane C3 et du Butane C4.

_ Dans la section de reliquéfaction du propane Boil-Off-Gas (BOG) du complexe GP1/Z, l'économiseur E-0034 rencontre un problème de bouchage, ce qui entraîne une perte d'efficacité et un mauvaistransfert de chaleur. Depuis 1985, la température de sortie de l'économiseur, qui devrait être de -41°C , est uniquement de $-7,15^{\circ}\text{C}$. [1] [2]

_ Notre projet de fin d'étude est présenté de la manière suivante :

- 1- Présentation de l'unité qui sera suivi par une description détaillée de la section (BOG).
- 2- Analyser les causes de ce problème du bouchage.
- 3- le choix d'une méthode pour éviter ce problème.

_ En fin pour conclure notre travail, nous formulons des recommandations que nous avons rassemblées au cours de cette étude.

Chapitre I :

Présentation du l`unité GP1/Z

I.1Présentation de l`unité GP1/Z :

_ L'unité GP1/Z de l'entreprise nationale SONATRACH est dénommée "Jumbo GPL". Ce complexe est le premier au monde grâce à ses grandes capacités de production, atteignant 10,8 millions de tonnes par an.

_ Cette unité est construite dans la zone industrielle d'Arzew dans le but de traiter le mélange brut de GPL en provenance des différents champs situés au sud de l'Algérie, afin de produire du propane et du butane commerciaux. [1]

I.2 Historique :

- Le contrat de construction passé avec « IHI-C-ITOH JAPON » le 11 Décembre 1978.
- L'ouverture du chantier le 10 Octobre 1980.
- L'inauguration officielle le 31 Décembre 1983.
- Le chargement du premier navire de propane réfrigéré le 20 Février 1984.
- L'extension du complexe :
 - Phase II le 24 Février 1998 (deux trains)
 - Phase III 24 Février 2010 (trois trains) [2]

I.3 Situation géographique et voisinage de l'unité GP1/Z :

_ Le complexe GP1/Z est situé sur le littoral de l'ouest algérien, à 40KM approximativement de la ville d'Oran et à 8KM de la ville d'Arzew (Figure I.3). [1]

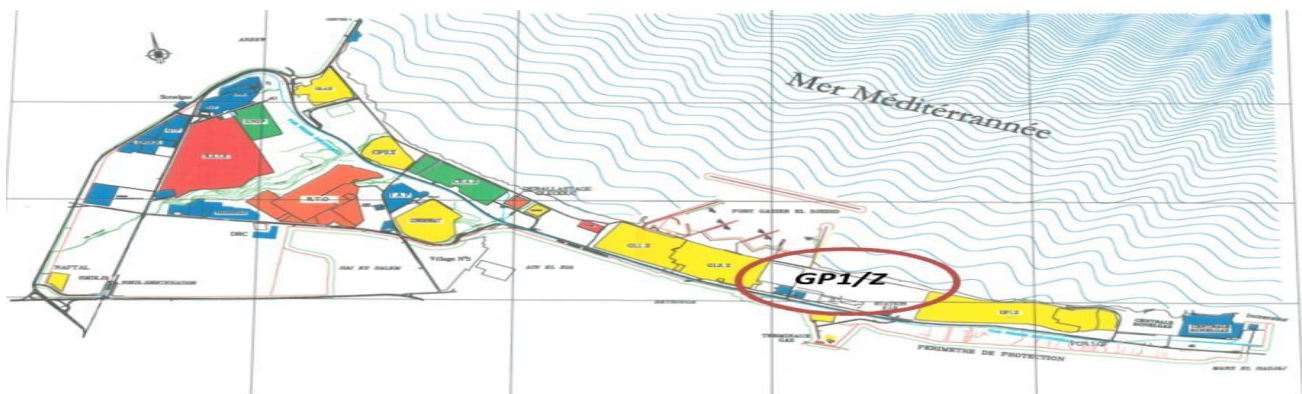


Figure I.3 : situation et voisinage de l'unité GP1/Z.

I.4 Organisation de l'unité GP1/Z :

_ Le complexe GP1/Z est géré suivant un organigramme bien déterminé de façon a bien maîtrisé les taches, il est composé d'une direction générale et deux sous-directions et des départements de contrôle [1], comme le montre l'organigramme suivant (Figure I.4) :

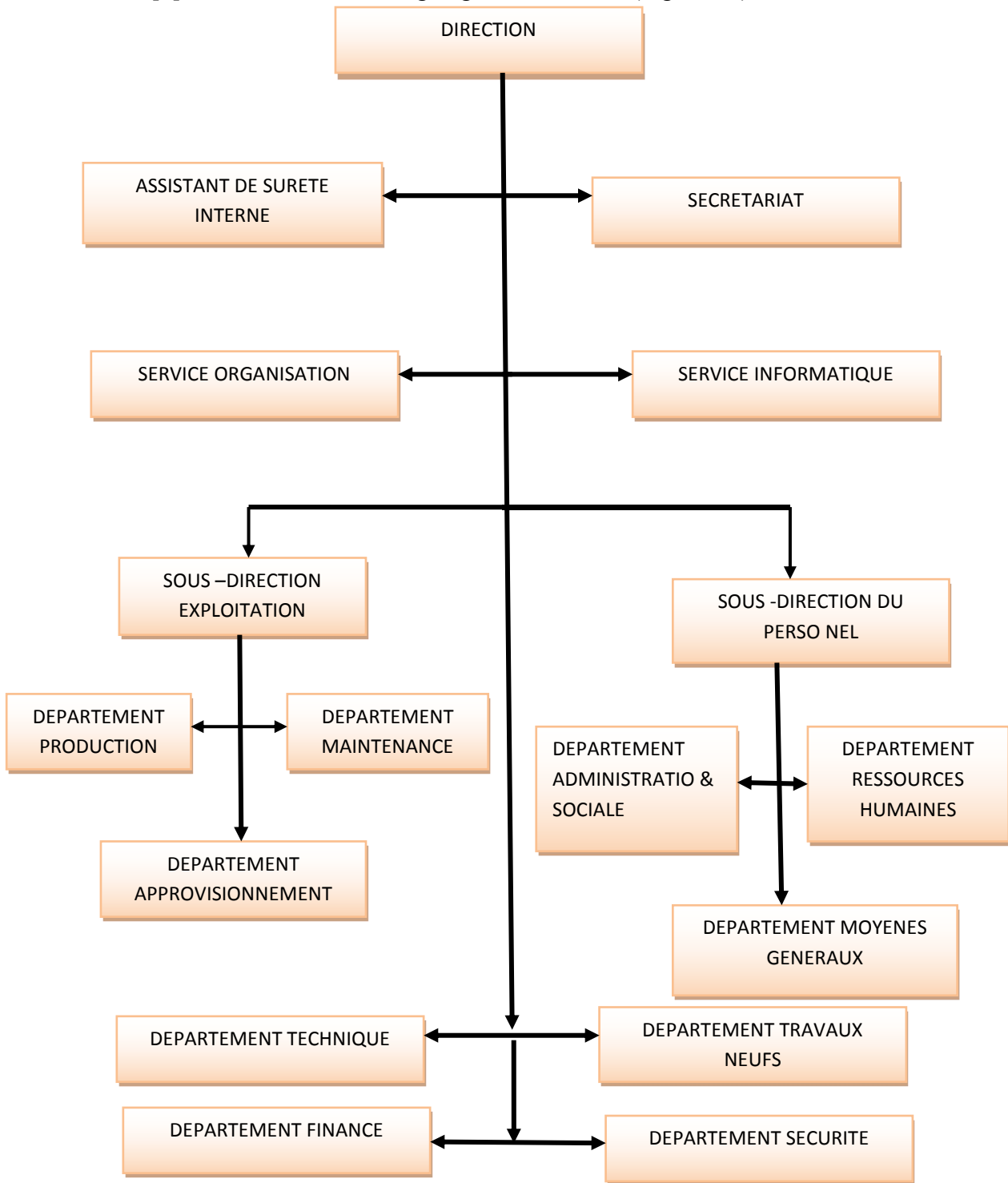


Figure I.4 : organigramme de l'unité GP1/Z.

I.5 Fiche Technique de l'unité GP1/Z :

_ Le complexe a pour mission la production du GPL (Propane et Butane) commerciaux destinée aussi bien au marché national qu'au marché international. [1]

- Raison Sociale : Complexe GP1/Z
 - Superficie : 120 hectares.
 - Effectifs : 777 agents.
 - Objectif : 10.8 Mt/an de GPL.
 - Produits : Propane _ Butane Commerciaux
- _ Procédé utilisé : Distillation sous pression.
- Nombre de Trains : Neuf (09) trains de 1,2 Mt /an chacun.
 - Constructeur : Consortium japonais IHI (IshikawajimaArimaHervey Industries) et C. ITOH Compagnies.
 - Date de démarrage des travaux : 10 Novembre 1980
 - Date de Mise en Production du premier train Phase I : 12 Décembre 1983.
 - Date de Mise en Production du premier train Phase II : 24 février 1998.
 - Date de Mise en Production du premier train Phase III : 12 février 2010.
 - Enlèvements : Deux quais de chargement recevant navire des Gaz Pétrolier Liquéfier d'une capacité de 3 000 à 50 000 tonnes de GPL (D1, M6)
 - Une rampe de chargement par camions : Six (06) camions.
 - Destination de la Production : Exportation et Marché national.
- Source d'Approvisionnement : Gaz en provenance des champs gaziers du sud algérien.
(Figure I.5).



Figure I.5 : l'unité de GP1/Z.

I.6 Principales installations de l`unité GP1/Z :

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

I.7 Les sections de stockage de l`unité GP1/Z :

_ Il existe deux types de stockage : [3]

a) Stockage à température ambiante :

_ Prévu pour la commercialisation du propane et du butane à l`échelle nationale, le chargement camion se fait à partir de quatre sphères de capacité 500m³ chacune. Il existe aussi une sphère pour le pentane.

b) Stockage à basse température :

_ Les produits réfrigérés (propane, butane) sont véhiculés vers bacs où ils seront stockés dans les conditions de basse température. La capacité de chacun des bacs est de 70000m³ et sont munis des pompes immergées pour la circulation des produits et chargement des navires.

I.7.1Section (BOG) :

_ Les gaz d'évaporation provenant des différentes capacités de l'usine (bacs de stockage et des jetées D1 et M6 pendant le chargement navires) sont récupérés, liquéfiés par pressurisation au moyen d'un compresseur, refroidis à travers une batterie d'échangeurs et renvoyés vers les bacs de stockage. La section récupération se composant de deux ensembles indépendants un pour le propane et un pour le butane. [3]

I.7.2 Section de chargement navire à bas T :

_ Deux systèmes de chargement sont respectivement installés au bout des jetées D1 et M6, le débit de chargement est le suivant : [3]

Propane : Max 10 000 m³/h.

Poste D.1 : 4 000 m³/h.

Poste M.6: 10 000 m³/h.

Butane : Max 10 000 m³/h.

Poste D.1 : 4 000 m³/h.

Poste M.6 : 10 000 m³/h.

Chapitre II :

Présentation de la section BOG.

II.1 Présentation de la section (BOG) :

_ La section de reliquéfaction des vapeurs (BOG) régule la pression dans les réservoirs de stockage à basse température en récupérant les vapeurs excédentaires des réservoirs et des retours de vapeur des jetées D1 et M6 pendant le chargement des navires. Ces vapeurs sont comprimées, reliquéfiées à température ambiante et retournées sous forme de condensats réfrigérés aux réservoirs, maintenant la pression entre 300 et 800 mm. Il y a deux unités de reliquéfaction, une pour le propane et l'autre pour le butane, avec des capacités pour le propane 43,52 t/h et butane 28,63 t/h. Les gaz à reliquefier proviennent des réservoirs à basse température et des retours des jetées. [4]

II.2 Description de la section (BOG) de propane :

_ La section (BOG) propane fonctionne par le même principe d'un cycle frigorifique et comprendra :[4]

Un ballon d'aspiration (V-001).

Une batterie de 05 compresseurs (04 compresseurs à 3 étages travailler en parallèle et le 5eme en garde).

Un condenseur type Aéro-réfrigérant (E-0031).

Un ballon récupérateur de condensat (V-0012).

Une série d'échangeur (E-0032, E-0033, E-0034).

II.2.1 Ballon d'aspiration :

_ Le ballon d'aspiration V-0011, de type vertical, remplit simultanément les fonctions de décantation du propane liquide et de régulation du débit nécessaire à l'aspiration des compresseurs.

II.2.2 Les compresseurs :

_ Le système (BOG) pour le propane se compose de cinq compresseurs alternatifs à pistons, actionnés par des moteurs électriques. Son fonctionnement est influencé par le débit de vapeur à l'aspiration et la température de stockage.

II.2.3 L'Aéro-réfrigérant :

_ Pour répondre aux exigences de la liquéfaction, les vapeurs de propane comprimées lors de la compression finale sont entièrement condensées à l'aide du condenseur aéro-réfrigérant

II.2.4 Le Ballon Récupérateur :

_ Le ballon récupérateur (V-0012) sert d'accumulateur pour le condensat de propane, fournissant ainsi l'alimentation aux trois niveaux de réfrigération (économiseurs HP, MP et BP).

II.2.5 Les échangeurs :

_ Les échangeurs sont des économiseurs de chaleur qui utilisent le propane des deux côtés (tube et calandre) pour refroidir le propane circulant dans les tubes et vaporiser du propane contenu dans la calandre.

_ Les vapeurs de propane provenant des échangeurs MP (E-0033) et HP (E-0032) sont dirigées vers les deuxième et troisième étages, tandis que celles de l'échangeur BP (E-0034) sont renvoyées vers l'entrée du ballon d'aspiration. Ce système en circuit fermé permet de maximiser la récupération du propane évaporé. (Figure II.1).

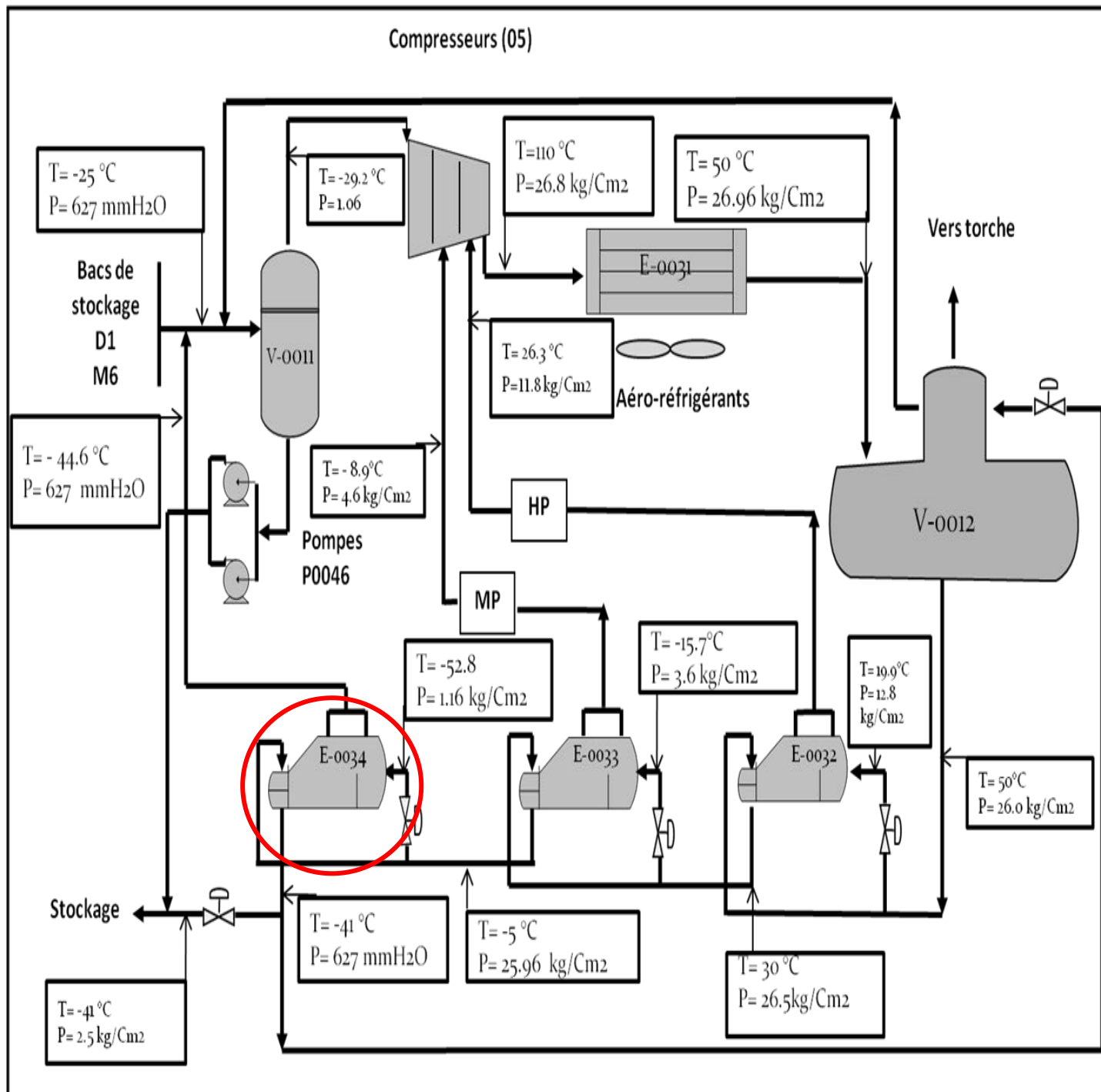


Figure II.1 : représente la section BOG propane.

II.3 Fonctionnement de procédé reliquefaction du propane Dans (BOG) :

- _ Le propane évaporé, riche en éthane (pouvant atteindre jusqu'à 25 % en volume), est dirigé vers le ballon d'aspiration du compresseur et provient principalement de deux sources : [4]
- _ La première source provient de la zone de stockage à basse température, où l'évaporation du gaz est causée par le volume de liquide stocké dans les réservoirs. Le propane produit déplace progressivement la vapeur lorsqu'il remplit le réservoir, tandis que la vapeur détendue provenant de la section de réfrigération est directement dirigée vers le collecteur des gaz évaporés dans la zone de stockage à basse température.
- _ La deuxième source de gaz provient du chargement des gaz sur les navires, qui arrivent ensuite dans le ballon d'aspiration.
- _ À la sortie du ballon d'aspiration du compresseur, les gaz sont dirigés vers l'étage de basse pression du compresseur. La température du gaz aspiré est réduite à un maximum de moins de 22 °C grâce à l'injection de condensât refroidi dans la ligne alimentant le ballon d'aspiration. Lors du refoulement de l'étage BP, le gaz comprimé est mélangé avec 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 générée par l'économiseur E-0032 de l'étage HP, avant de pénétrer dans l'étage final de compression, l'étage HP.
- _ Lors du refoulement du compresseur, le gaz surchauffé est condensé dans l'aérocondenseur E-0031, et les condensats sont collectés dans le réservoir V-0012. La pression dans V-0012 est maintenue à un minimum de 13,5 kg/cm² en ajustant le pas des pales des ventilateurs de l'E-0031. Par ailleurs, la pression dans le réservoir peut fluctuer en fonction de la température ambiante et de la composition du gaz évaporé, sans dépasser un maximum de 27,9 kg/cm².
- _ À cette pression, la vanne située à la sortie du condenseur de récupération s'ouvre pour libérer le gaz excédentaire vers la torche. Il s'agit généralement de composants inertes ayant accumulé dans le réservoir V-0012. Les condensats présents dans V-0012 sont renvoyés vers les réservoirs à basse température, sous contrôle de niveau de V-0012. Avant cela, les condensats passent d'abord par l'économiseur E-0032 de l'étage HP.
- _ Ils passent ensuite par l'économiseur E-0033 de l'étage MP, avant d'être dirigés vers l'économiseur E-0034 de l'étage BP, puis acheminés vers la région de stockage à basse température.
- _ Dans l'économiseur de chaque étage, les condensats sont refroidis du côté des tubes par détente de condensât prélever l'entrée de l'économiseur, sous contrôle du niveau de ce dernier, et à la pression

d'aspiration de l'étage correspondant côté calandre. Ainsi, les condensats retournent au réservoir à basse température, légèrement au-dessus du point de bulle atmosphérique. Au ballon d'aspiration V-0011, la pompe de reprise P-0046 évacue le produit réfrigéré, qui est ensuite dirigé vers le V-0011 par la pompe boostée de chargement. Le fonctionnement des compresseurs de propane est régulé par la pression dans le réservoir à basse température pour le propane. Le régulateur de pression, installé sur le collecteur des gaz évaporés, contrôle le mécanisme de soulèvement des clapets des compresseurs afin de maintenir la pression des réservoirs entre 300 et 800 mm.

II.4 Description de la section (BOG) butane :

_ La section (BOG) butane présente les mêmes caractéristiques que le système (BOG) propane, à la différence près qu'elle est équipée uniquement de : [4]

- 3 compresseurs de type alternatif à piston à 2 étages BP et HP (2 en service et le 3^{ème} en réserve).
2 échangeurs (Figure II.4).

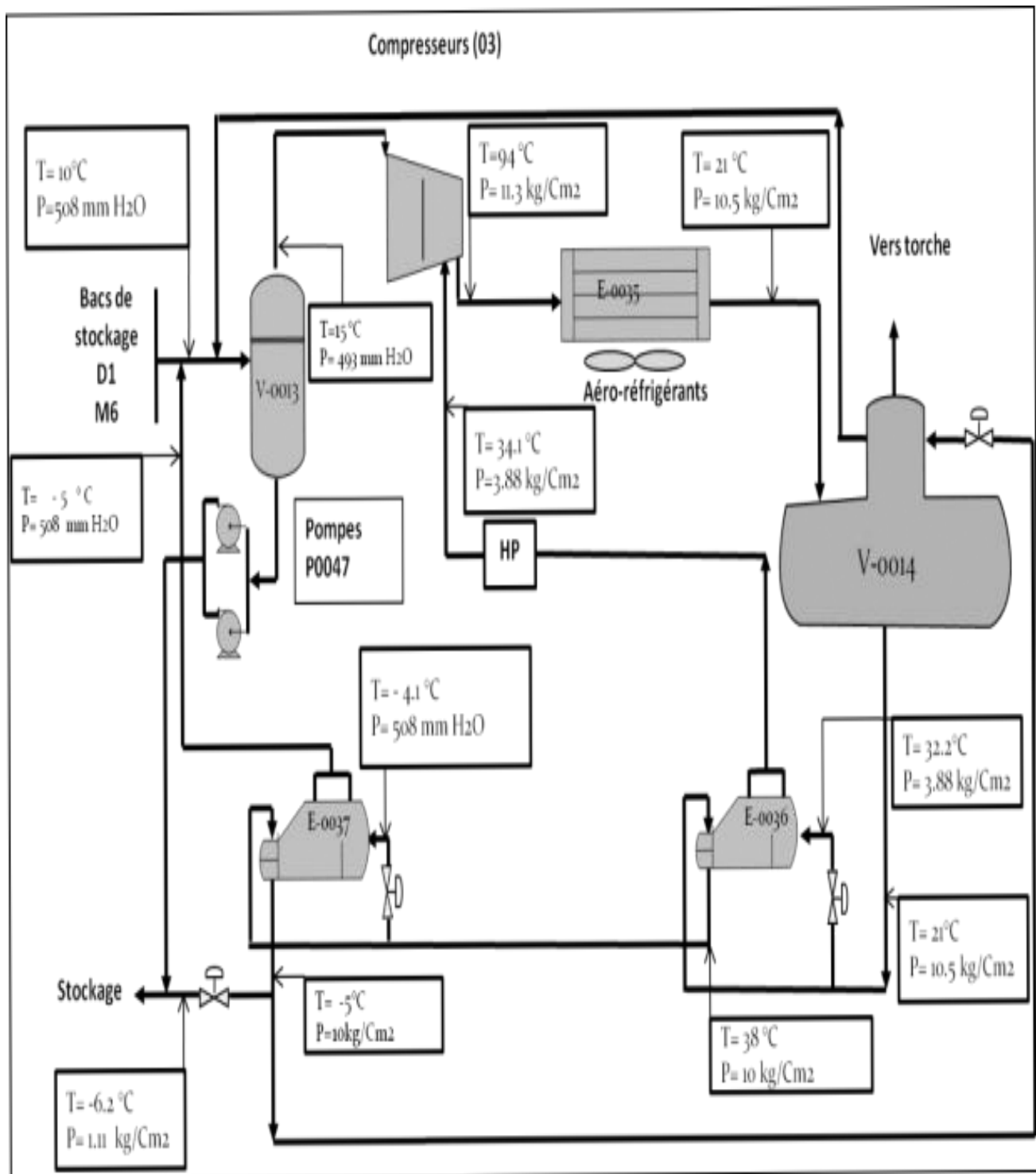


Figure II.4 : représente la section BOG butane.

II.5 Fonctionnement de procédé reliquefaction du butane Dans (BOG) :

_ L'unité(BOG) du butane est très similaire à celle du propane. [4]

_ Le butane évaporé est dirigé vers le ballon d'aspiration des compresseurs V-0013 et provient principalement de deux sources : [4]

- La première source provient des réservoirs de stockage à basse température, où le butane s'évapore en raison du volume de liquide stocké, et où le produit entrant dans le réservoir chasse la vapeur. La vapeur dégagée par le butane liquide entrant dans le réservoir est maintenue à un minimum grâce à un sous-refroidissement adéquat dans la section de réfrigération.
- La deuxième source de gaz provient du chargement sur navires, et ce gaz est acheminé vers le ballon d'aspiration via les soufflantes de retour des jetées. Ce flux de gaz comprend la vapeur générée lors du chargement, ainsi que la vapeur expulsée par le liquide chargé.
- Le gaz provenant du ballon d'aspiration des compresseurs est dirigé vers l'étage à basse pression du compresseur. Sa température est systématiquement maintenue en dessous de 15 °C, ce qui élimine tout risque de condensation durant la compression.
- Au refoulement de l'étage à basse pression, le gaz comprimé est mélangé avec la vapeur saturée générée par l'économiseur de l'étage haute pression, E-0036, avant d'entrer dans l'étage haute pression du compresseur. Le gaz surchauffé est condensé dans l'aérocondenseur E-0035, et les condensats sont accumulés dans le réservoir V-0014. La pression dans V-0014 est maintenue à un minimum de 8,3 kg/cm² en ajustant l'angle des pales du ventilateur de l'E-0035. La pression dans le réservoir peut ensuite fluctuer en fonction de la température ambiante et de la composition du gaz évaporé, sans dépasser un maximum de 11,3 kg/cm².
- À cette pression, la vanne à la sortie du condenseur de récupération s'ouvre, permettant ainsi l'évacuation du gaz excédentaire vers la torche.
- Les condensats accumulés dans V-0014 sont renvoyés vers les réservoirs à basse température, sous contrôle du niveau. Ils passent d'abord par l'échangeur HP E-0036, puis par l'échangeur E-0037 (BP), avant d'être envoyés au stockage à basse température, également sous contrôle de niveau. Le réservoir à basse température recevant les condensats reliquéfiés est équipé d'un contrôleur de contre-pression afin d'éviter toute détente dans la canalisation.
- Dans les deux échangeurs, les condensats sont refroidis du côté des tubes par détente de condensât prélever à l'entrée de l'échangeur, sous contrôle du niveau de ce dernier, et à la pression d'aspiration de l'étage correspondant côté calandre. De cette manière, les condensats sont renvoyés vers les réservoirs à basse température. Au ballon d'aspiration V-0013, la pompe

Chapitre II : Présentation de la section BOG

de reprise P-0047 assure l'évacuation des produits réfrigérés, qui sont ensuite envoyés à V-0013 par les pompes booster de chargement.

Chapitre III :

Analyse du problème.

Introduction:

_ Depuis 1985, la section de reliquéfaction du propane (BOG) de l'unité GP1/Z souffre d'un problème de bouchage au niveau de l'échangeur E-0034. Cela entraîne une baisse d'efficacité et un mauvais transfert de chaleur, La température de sortie [5], censée être de $-41\text{ }^{\circ}\text{C}$, ne dépasse pas $-7.15\text{ }^{\circ}\text{C}$.

_ L'objectif de notre étude et le suivant : « **Améliorer l'efficacité du refroidissement de l'échangeur dans la section (BOG) de l'unité GP1/Z** ».

III.1 Définition de l'échangeur E-0034 :

L'échangeur **E-0034** est un économiseur de type **AKU**, équipé d'un distributeur à fond soudé, d'une calandre de type rebouilleur et d'un faisceau de tubes en U [6]. Ses caractéristiques sont présentées dans le tableau suivant : (voir annexe A)

(Voir tableau III.1)

Tableau III.1: Les caractéristiques de l'échangeur E-0034.

| Donnés de base | | Coté Tube | Coté Calendre |
|--------------------|---|-----------|---------------|
| 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 | m | 0,032 | / |

III.2 Description de l'échangeur E-0034 :

Le circuit de reliquéfaction du propane est composé d'une série d'échangeurs « HP (E-0032) », « MP (E-0033) » et « BP (E-0034) ».

Le propane venant de l'échangeur MP (E-0033) circule à travers les faisceaux de l'économiseur BP (E-0034), entrant à -5 °C et sortant à -41 °C [6]. (Figure III.2)

- La figure suivante présente l'échangeur E-0034

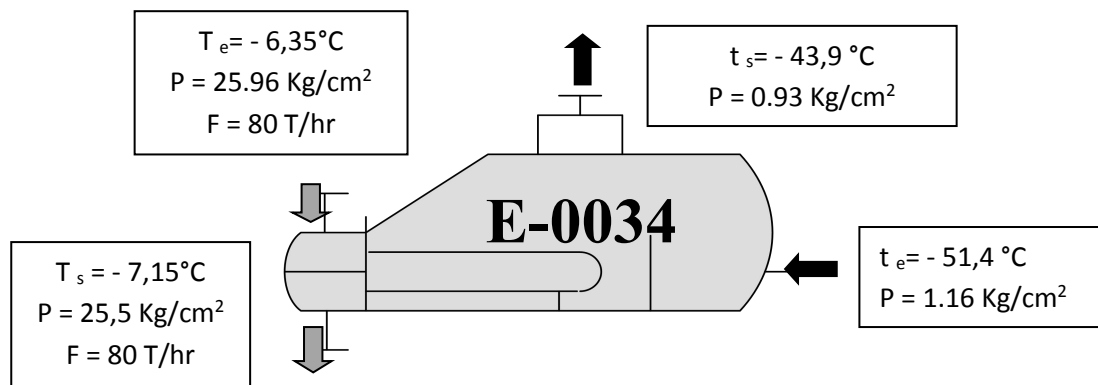


Figure III.2 : l'échangeur E-0034.

III.3 Calcule l'efficacité et le flux thermique réel de l'échangeur E-0034 :

C'est la méthode de KERN [7]

a_ L'efficacité :

L'efficacité de l'échangeur est calculée par la relation suivante :

$$E = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} \quad (\text{III.1})$$

T1 : température d'entrée du C₃ coté tube (-6.35 °C)

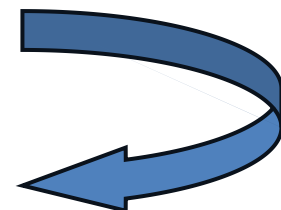
T2 : température de sortie du C₃ coté tube (-7.15 °C)

t₁ : température d'entrée du C₃ coté calandre (-51.4 °C)

t₂: température de sortie du C₃ coté calandre (-43.9 °C)

Q, Q_{max} : quantile de chaleur (kcal/hr)

Donc : **E = 1.78 % (Très faible → Mauvais refroidissement)**



b_ Le flux thermiques réel :

On a :

$$Q \text{ réel} = E \times Q \text{ max} \quad (\text{III.2})$$

$Q \text{ max}$: Le flux thermiques maximal d'échange global et donner par le constructeur

$$Q \text{ max} = 0.925 \times 10 \text{ Kcal/h}$$

Donc : $Q \text{ réel} = 1646500 \text{ kcal/ h}$

III.4 Les Causes du problème :

Ce mauvais refroidissement peut être est lié aux hypothèses suivantes :

- Design non adéquat
- La vapeur à l'intérieur des tubes
- La présence de givre dans le tube

_ La première hypothèse peut être rejetée, car la phase 3 a présenté le même problème. De plus, lors de la réalisation de la phase 3, toutes les lignes ont été examinées à nouveau par le constructeur

_ La deuxième hypothèse est éliminable car la relation entre la pression et la température n'est pas respectée. Le liquide se valorise, ce qui réduit légèrement le transfert de chaleur, mais pas autant que l'on pourrait le supposer. De plus, une vérification effectuée au niveau des purges a démontré l'absence de vapeur dans le circuit.

_ La troisième hypothèse : La formation éventuelle de givre ou d'hydrates à l'intérieur des tubes ne ferait que réduire le transfert de chaleur entre le côté calandre et le côté tube. En effet, une injection de méthanol a permis de confirmer la présence d'eau dans le système, car le méthanol, étant soluble dans l'eau, est utilisé dans les systèmes de réfrigération pour inhiber la formation d'hydrates (givre). Le résultat de cette opération a été une chute de la température à la sortie de l'économiseur (E-0034), atteignant -40°C , tandis que la perte de charge a diminué pour atteindre sa valeur nominale.

Une analyse effectuée avec un hydromètre à la sortie vapeur de l'E-0034 a révélé une teneur en eau de 5 ppm, alors que la valeur recommandée par le constructeur est de 1 ppm. Cette teneur de 5 ppm peut

entraîner la formation d'hydrates dans les conditions de pression et de température présentes. Cela signifie que le gaz alimentant la section (BOG) propane contient de l'eau dissoute.

Pour identifier la source de cette eau dissoute dans le propane, il est nécessaire de vérifier les différentes sources qui alimentent la section (BOG) propane, à savoir :

- La teneur en eau du propane réfrigéré en provenance de la section réfrigération, qui est d'environ 0,6 ppm en poids.
- Le complexe GNL2/Z, qui produit du propane acheminé par pipelines vers les bacs de stockage de GP1/Z. Les analyses ont montré que le propane en provenance du GNL2/Z contient en moyenne 1,8 ppm d'eau, ce qui est hors des normes.
- La teneur en eau des gaz de retour des jetées D1 et M6.

III.5 Solutions proposées :

Durant ces périodes, plusieurs solutions ont été proposées :

- En 1998, une solution a été proposée consiste à mettre un autre échangeur en parallèle à celui existant mais l'inconvénient de cette solution est le problème du bouchage reste.
- En 2007, une autre solution a été proposée une modification qui consistait à éliminer l'E-0034 et le remplacer par un système de détente, L'inconvénient de cette modification est le système de régulation des deux vannes en série.
 - Actuellement la solution la plus utilisée est l'injection du méthanol dans la ligne d'alimentation coté tubes du l'économiseur E-0034 pour éviter 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.

L'injection du méthanol se fait une fois à deux fois par mois, mais cette méthode n'est pas efficace parce que les hydrates se forment après 15 à 20 jours.

- 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 régler définitivement le problème.

III.6 L'efficacité de l'échangeur du désigne :

$$E = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$$

T1 : température d'entrée du C₃ coté tube (-6. 35 °C)

T2 : température de sortie du C₃ coté tube (-41. 25 °C)

t₁ : température d'entrée du C₃ coté calandre (-53. 4 °C)

t₂: température de sortie du C₃ coté calandre (-40.9 C°)

Donc :

$$E = 74.18\%$$

« On remarque une augmentation de l'efficacité → **Refroidissement très efficace** »

Chapitre IV :

Etude de l'installation du déshydrateur.

IV.1 Détermination du choix de l'emplacement du déshydrateur :

Le déshydrateur à dimensionner doit être installé dans la zone (BOG) propane, à proximité de l'économiseur E-0034, qui pose le problème de bouchage.

Dans cette zone, le propane à déshydrater se présente sous deux formes : une phase vapeur et une phase liquide, après son passage dans les aérocondenseurs. La déshydratation peut donc être réalisée soit par adsorption en phase gazeuse, soit en phase liquide. Le suivi des paramètres de fonctionnement du circuit (BOG) propane nous aidera à déterminer l'emplacement optimal du déshydrateur (Figure IV.1).

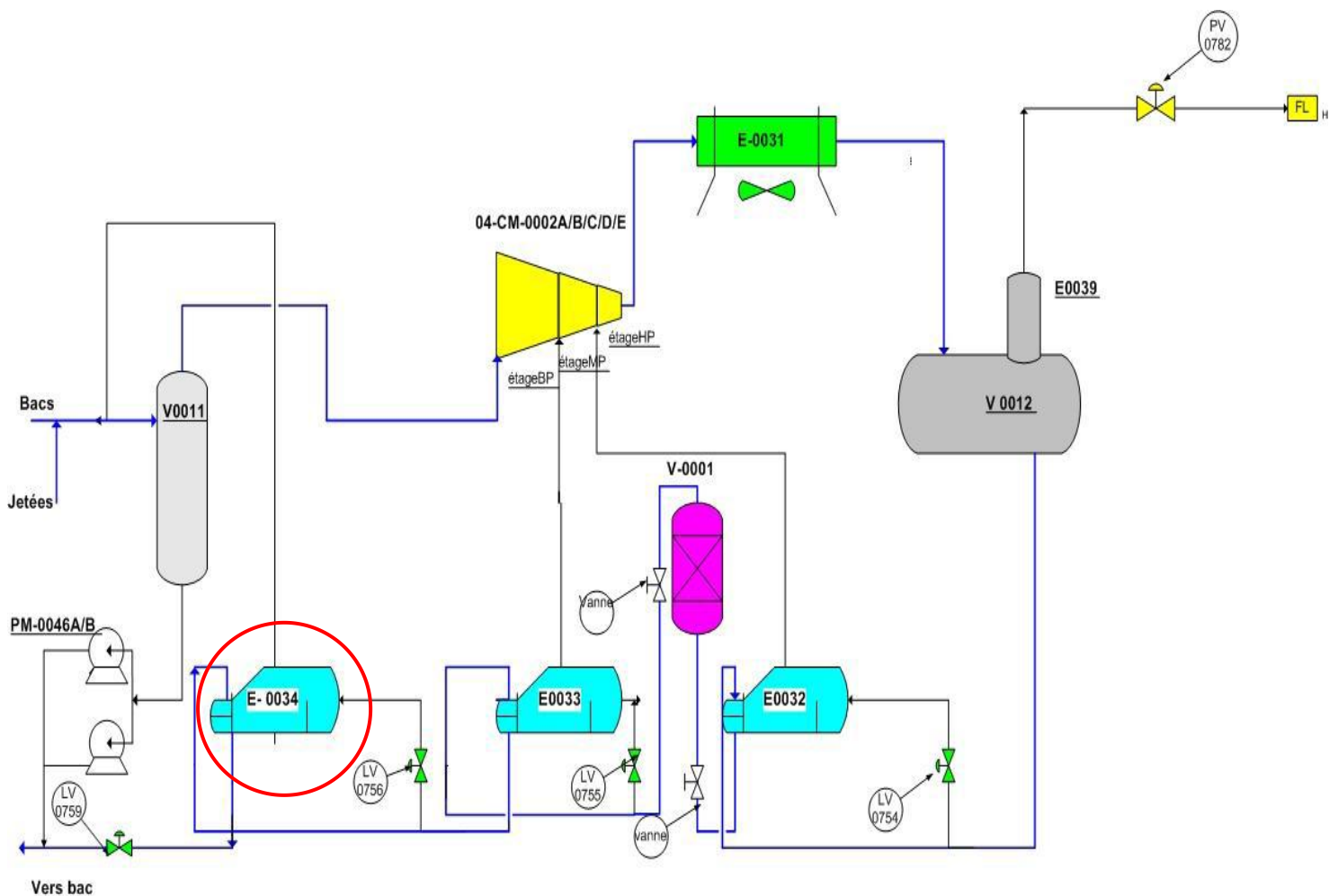


Figure IV.1: Nouveau schéma d'installation de la section BOG propane.

IV.2 Calcul du deshydrateur:

IV.2.1 Dimensionnement:

a_ Propriétés du propane [8]:

- $T=27^{\circ}\text{C}=80.6^{\circ}\text{F}=300,15^{\circ}\text{K}$
- $P=25\text{Kg}/\text{cm}^2$
- $Q_m = 80 \text{ T/hr} = 80000 \text{ Kg/hr} = 176369,8 \text{ lb/hr}$
- Composition molaire du propane reliquéfié : $C_2=5\%$, $C_3=95\%$
- Teneur en eau dans le propane reliquéfié : 5 ppm

b_ Fiche technique du tamis moléculaire [9] (annexe B) :

- Diamètre nominal des pores : 4 Å
- Diamètre des particules : 3,2mm = 0,0105ft
- Masse volumique du tamis : $690 \text{ Kg}/\text{m}^3 = 43,075 \text{ lb}/\text{ft}^3$
- Chaleur 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 : $M_x [(AlO_2)_x(SiO_2)_y] ZH_2O [M=Na]$

c_ Calcul des propriétés du propane :

• Masse Molaire :

Masse Molaire = $\sum M_i * X_i$ (IV.1) , avec : $M_{C_2}=30,07\text{g}/\text{mole}$ et $M_{C_3}=44,09\text{g}/\text{mole}$

On aura: $M = (M * X)_{C_3} + (M * X)_{C_2} = (44,09 * 0,96) + (30,07 * 0,04) = 43,248\text{g}/\text{mole}$

• Masse volumique :

La masse volumique est calculée par la relation de WATSON [10]:

$$\rho = M * \omega / \sum (\omega/\rho)_i * X_i$$

ρ : masse volumique du produit (g/cm^3)

ω : le taux de dilatation du mélange il est fonction de T_r et P_r : $P_r=P/P_C$ et $T_r=T/T_C$

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

Les températures et les pressions critique suivants : (annexe C)

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

$$(T_c)_{C2} = 305,41^\circ\text{K}, (P_c)_{C2} = 4880 \text{ KPa}$$

$$(T_c)_{C3} = 369,77^\circ\text{K}, (P_c)_{C3} = 4240 \text{ KPa}$$

$$T_c = (T_c * X)_{C3} + (T_c * X)_{C2} = (369,77 * 0,96) + (305,41 * 0,04) = 365,908^\circ\text{K}$$

$$P_c = (P_c * X)_{C3} + (P_c * X)_{C2} = (4240 * 0,96) + (4880 * 0,04) = 4278,4 \text{ KPa}$$

$$D'ou : Pr = P/P_c = 2651/4278,4 = 0,619$$

$$Tr = T/T_c = 300,15/365,908 = 0,820$$

En utilisant l'annexe D on a : $\omega = F(Tr, Pr)$ d'ou $\omega = F(0,81, 0,62)$ on retrouve : $\omega = 0,104$

D'après (annexe E) on tire :

$$(\omega/\rho)_{C2} = 6,7047 \text{ cm}^3/\text{mole}$$

$$(\omega/\rho)_{C3} = 9,2392 \text{ cm}^3/\text{mole}$$

$$\text{Donc: } \sum [(\omega/\rho)_i * X_i] = (6,7047 * 0,06) + (9,2392 * 0,94) = 9,0871 \text{ m}^3/\text{mole}$$

En remplaçons dans l'équation on retrouve : $\rho_p = 392,99$

d_ Calcul du diamètre minimum du lit :

Pour le calcul du diamètre du lit, on utilise la formule suivante [11] :

$$D_{\min} = [(4 * \rho_p * Q_v) / (3,14 * G)]^{0,5} \quad (\text{IV.2})$$

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

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

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

G : Vitesse massique de l'écoulement (lb/hft^2)

Pour les tamis moléculaires, la vitesse massique de l'écoulement est donnée par la formule suivante [11]:

$$G = 3600 * (C * \rho_p * \rho_d * D_p * g)^{0,5} \quad (\text{IV.3})$$

Avec :

D_p : Diamètre moyen des particules du tamis (ft)

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

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

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

C : constante relative aux tamis moléculaires,

On a: $Q_v = Q_m / \rho_p = 176369,8 / 30,916 = 5704,806 \text{ft}^3/\text{hr}$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Tableau IV.2.1.d : résultats du calcul du diamètre minimum du lit.

| | | | | | |
|--|--------------------------------------|--------------------------------------|------------------------------|-----------|-------------------------------------|
| Données | | | | | |
| $D_p=0,0105\text{m}$ | $\rho_d=43,075\text{lb}/\text{ft}^3$ | $\rho_p=30,916\text{lb}/\text{ft}^3$ | $g=32,2\text{ft}/\text{sec}$ | $C=0,033$ | $Q_v=5704,806 \text{ft}^3/\text{h}$ |
| D'après l'équation : $G = 13876,705 \text{lb} / \text{hr} \cdot \text{ft}^2$ | | | | | |
| D'après l'équation : $D_{\min}=3,981\text{ft} = 1,21 \text{m}$ | | | | | |

e Calcul de la hauteur totale du lit :

La hauteur totale du lit est donnée par l'équation suivante [12] :

$$H_t = H_s + 0,45 * H_{ztm} \text{ (IV.4)}$$

Avec :

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

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

➤ Calcul de la Hauteur de la zone d'équilibre [12] :

○ Estimation de la quantité d'eau adsorbée W :

La quantité de l'eau adsorbée par cycle w (lb) elle est calculée par la formule suivante :

$$W = Y_{in} * Q_v * \rho_p * \theta \quad \text{(IV.5)}$$

Avec :

Y_{in} : Concentration de l'eau en ppm

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

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

θ : le temps d'adsorption (hr)

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

| | | | |
|----------------------------|--|---|--|
| Données : | | | |
| $Y_{in} = 4 \cdot 10^{-6}$ | $Q_v = 5704,806 \text{ ft}^3/\text{h}$ | $\rho_p = 30,916 \text{ lb}/\text{ft}^3$ | $\theta = 30 \text{ jours} = 720 \text{ hr}$ |
| D'après l'équation | | $W = 508 \text{ lb} = 230,425 \text{ kg}$ | |

Estimation de la capacité dynamique de dessiccant X_s :

La Capacité dynamique du dessiccant X_s (lb H₂O / 100 lb de dessiccant) elle est calculée par la formule suivante [13] :

$$X_s = X_s (\text{nouveau}) - X_1 \cdot \text{Efficacité du dessiccant} \quad (\text{IV.6})$$

Avec :

X_s (nouveau) : Capacité de l'eau de saturation quand le dessiccant est nouveau

X_1 : Teneur en eau à l'emballage ; Efficacité du dessiccant : 0,7

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

| | | |
|--|--------------------------------|-----------------|
| Données | | |
| X_s (nouveau) = 22 lb / 100 lb de dessiccant | Efficacité du dessiccant = 70% | $X_1 = 1,5\%$ |
| D'après l'équation : | | $X_s = 14,35\%$ |

➤ Calcul de la Hauteur de la zone d'équilibre :

Elle est calculée par l'équation suivante [12] :

$$H_s = 127,38 \cdot W / \rho_d \cdot D_{\min}^2 \cdot X_s \quad (\text{IV.7})$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

| | | | |
|----------------------|-----------------|--|--|
| Données | | | |
| $W = 508 \text{ lb}$ | $X_s = 14,35\%$ | $D_{\min} = 3,981 \text{ ft}$ | $\rho_d = 43,075 \text{ lb}/\text{ft}^3$ |
| D'après l'équation : | | $H_s = 6,465 \text{ ft} = 1,971 \text{ m}$ | |

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

Elle est calculée par l'équation suivante [12] :

$$H_{z_{tm}} = 225 \cdot [q_w^{0.7895} / U^{0.5506} \cdot R_s^{0.2646}] \quad (\text{IV.8})$$

Avec :

q_w : Chargement de l'eau (Lb/h ft²) elle est calculée par la formule suivante :

$$q_w = (4 \cdot \rho_p \cdot Q_v \cdot Y_{in} / (3,14 \cdot D_{\min}^2)) \quad (\text{IV.9})$$

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

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

$$U = G / \rho_P$$

R_s : saturation relative du produit en % elle est calculée par la formule suivante [11] :

$$R_s = (Y_{in} / X_e) * 100 \quad (IV.10)$$

Avec : X_e : la solubilité de l'eau dans le produit elle est calculée par cette relation [11] :

$$\text{Log } X_e = - [(4200 H / C + 1050) * (1,8 / T - 0,0016)] \quad (IV.11)$$

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

Pour le propane : $H/C = (8*1) / (12*3) = 0,222$

Pour l'éthane : $H/C = (6*1) / (12*2) = 0,25$

La température T = 25°C = 536,67°R

D'après l'équation: (X_e)_{c2} = 207,30 ppm (molaire) et (X_e)_{c3} = 333,33 ppm (molaire)

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

$$X_e = \sum ((X_e)_i * X_i) = (X_e * X)_{c2} + (X_e * X)_{c3} \quad (IV.12)$$

$$X_e = (207,30 * 0,06) + (333,33 * 0,94) = 325,76 \text{ ppm (molaire)}$$

Si l'on convertit en fraction massique on aura :

$$X_e = 325,76 * (18,015 / 43,248) = 135,69 \text{ ppm massique}$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

| | | | | |
|--|---|---|---------------------------------|---|
| a- Calcul de Chargement de l'eau q _w | | | | |
| Données | | | | |
| Y _{in} =4*1 ⁶ | ρ _p = 30,916lb/ft ³ | D _{min} =3,981ft | G=13876,705 lb/hft ² | Q _v = 5704,806 ft ³ /hr |
| D'après l'équation : | | q _w = 0,056lb/hr.ft ² | | |
| b- Calcul de la vitesse superficielle U | | | | |
| D'après l'équation : U=7,481ft/min | | | | |
| c- Calcul de la saturation relative R _s | | | | |
| Données | | | | |
| Y _{in} = 4 ppm massique | | X _e = 136 ppm massique | | |

Tableau IV.2.1.e : résultats du calcul de la hauteur totale du lit.

| | |
|--|---|
| D'après l'équation : | $R_s = 2,941\%$ |
| d- Calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse | |
| D'après l'équation : | $H_{ztm} = 5,737 \text{ in} = 0,478 \text{ ft} = 0,146 \text{ m}$ |
| D'après l'équation : | $H_t = 7,872 \text{ ft} = 2,39 \text{ m}$ |

Estimation du temps d'adsorption :

On calcul d'abord X_s d'après l'équation suivante : $X = X_s * [1 - (C * (H_z / H_s))]$ (IV.13)

Avec C = constant vieillissement

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

| | | | |
|--------------------------|-----------------|------------------------------|------------|
| Données | | | |
| $H_s = 6,465 \text{ ft}$ | $X_s = 14,35\%$ | $H_{ztm} = 0,478 \text{ ft}$ | $C = 0.45$ |
| D'après l'équation : | | $X = 13,87$ | |

Ensuite en calcul le temps d'adsorption estimé par l'équation suivante :

$$t_{ads} = (0,01 * X * H_t * \rho_{\text{tamis}}) / q_w \quad (\text{IV.14})$$

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

| | | | |
|----------------------|--------------------------|--|---------------------------------|
| Données | | | |
| $X = 13,87$ | $H_t = 7,872 \text{ ft}$ | $\rho_{\text{tamis}} = 43,075 \text{ lb/ft}^3$ | $q_w = 0,056 \text{ lb/h.ft}^2$ |
| D'après l'équation : | | $t_{ads} = 30 \text{ jours}$ | |

f_ Calcul de l'épaisseur de la paroi :

On la calcule par la formule suivante [14] :

$$E_p = (P * D_{\min}) / (2 * 0,85 * 15000 - P) \quad (\text{IV.15})$$

Avec :

E_p : Epaisseur de la paroi du sécheur (ft)

P : Pression relative du produit (Psi)

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

| Tableau IV.2.1.f : résultats du calcul de l'épaisseur de la paroi. | |
|---|-------------------------------|
| Données | |
| P=369,80 Psig | $D_{\min} = 3,981 \text{ ft}$ |
| D'après l'équation : $E_p = 0,059 \text{ ft} = 2 \text{ cm}$ | |

INTERPRETATION :

- D'un point de vue mécanique, le diamètre du lit est maintenu entre 0,8 m et 3,5 m [14]
- La hauteur minimale du lit est maintenue à 6 ft [14]
- La hauteur maximale du lit est maintenue à 25 ft [14]
- Il faudra toujours garder un rapport de : $L / D = (\text{Hauteur}/\text{Diamètre}) > 1$ [14]

| | | |
|----------|--------------|--------------|
| Hauteur | 7,872 ft | 2,39m |
| Diamètre | 3,981ft | 1,21m |
| Rapport | $L/D = 2,73$ | $L/D = 2,73$ |

Donc nos résultats sont conformes aux exigences.

Nous avons trouvé un temps d'adsorption assez long (30 jours). Cela est dû à la teneur en eau qui est assez basse. Ceci économise les coûts de régénération et prolonge la vie du matériau desséchant.

Hauteur de la colonne : [14]

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

$$L = Ht + 3 = 7,872 + 3 = 10,872 \text{ ft}$$
$$L = 3,31 \text{ m}$$

g Calcul des pertes de charge :

La perte de charge par unité de longueur est donnée par l'équation d'Ergun [14] :

$$\Delta P/L = (A * U * \mu) + (B * \rho_p * U^2) \quad (\text{IV.16})$$

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

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

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 F) on tire les constantes :

$$A = 0,056, B = 0,0000889$$

Pour calculer la viscosité on a recours à la formule suivante [15] :

$$M = (\sum (X_i * (\mu_i)^{1/3}))^3 \text{ (IV.17)}$$

Avec : μ : viscosité du mélange (Cp)

μ_i : viscosité du constituant i

X_i : Fraction molaire du constituant i

D'après l'annexe G, on tire pour la température d'adsorption $T = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$

$$\mu_{C2} = 0,035 \text{ Cp}, \mu_{C3} = 0,098 \text{ Cp}$$

$$\mu = (0,95 * 0,098^{1/3} + 0,05 * 0,035^{1/3})^3 = 0,094 \text{ Cp}$$

Tableau IV.2.1.g : résultats du calcul des pertes de charge.

Données

| | | | |
|---|-------------------------|---------------------------------------|--------------------------|
| $\mu = 0,094 \text{ Cp}$ | $0,916 \text{ lb/ft}^3$ | $U = 7,481 \text{ ft/min}$ | $H_t = 7,872 \text{ ft}$ |
| D'après l'équation : | | $\Delta P/H_t = 0,193 \text{ Psi/ft}$ | |
| $\Delta P = 0,089 \text{ Bars} = 1,289 \text{ Psi}$ | | | |

h_Calcul du nombre de Reynolds :

Le nombre de Reynolds est calculé par la formule suivante :

$$Re = G * D_p / \mu \quad \text{(IV.18)}$$

Avec :

μ : viscosité du produit en (lb/ft.h)

Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant :

Tableau IV.2.1.h : résultats du calcul du nombre du Reynolds.

Données

$$\mu = 0,227 \text{ lb/ft.hr}$$

$$G = 13876,705 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$D_p = 0,0105 \text{ ft}$$

D'après l'équation :

$$Re = 642$$

INTERPRETATION :

• Il est essentiel de maintenir un régime d'écoulement turbulent dans le lit, c'est-à-dire avec un nombre de Reynolds supérieur à 80 [16], car un écoulement laminaire entraîne de faibles performances en matière de transfert de masse. Cela est dû à la présence d'une résistance de film accrue ainsi qu'à une mauvaise distribution du fluide. [14]

· En parallèle, la perte de charge par unité de longueur du tamis ($\Delta P / H_t$) doit se situer entre 0,01 et 0,25 psi/ft. Cette plage permet d'éviter à la fois le soulèvement du lit et la formation de canaux. [14]

· Enfin, la perte de charge totale ΔP doit rester inférieure à 0,7 bar. [14]

Or, nous avons trouvé que :

$$Re = 642$$

$$\Delta P/H_t = 0,193 \text{ Psi/ft}$$

$$\Delta P = 0,089 \text{ Bars}$$

D'après ces résultats, nous restons bien dans les normes requises.

IV.2.2 Bilan thermique [13] :

a- Propriétés du gaz de régénération (GN) :

La composition du gaz de régénération et ces propriétés : (voire tableau IV.1)

Tableau IV.1 : Composition du gaz de régénération [17].

| Composants | % molaire | Masse Molaire | C _{pi} (280 °C) Kcal / K mole. °C | C _{pi} (12.7 °C) Kcal / K mole. °C | T _c (°K) | P _c (KPa) |
|------------------|-----------|---------------|--|---|------------------------|-------------------------|
| C ₁ | 83,56 | 16,043 | 11,87 | 8,64 | 190,56 | 4599 |
| C ₂ | 7,7 | 30,070 | 20,07 | 12,5 | 305,41 | 4880 |
| C ₃ | 1,92 | 44,097 | 29,09 | 17,22 | 369,77 | 4240 |
| i-C ₄ | 0,27 | 58,123 | 38,28 | 22,57 | 407,82 | 3640 |
| n-C ₄ | 0,43 | 58,123 | 38,04 | 23,19 | 425,10 | 3784 |
| i-C ₅ | 0,09 | 72,150 | 47,47 | 28,11 | 460,35 | 3381 |
| n-C ₅ | 0,09 | 72,150 | 46,93 | 28,75 | 369,65 | 3365 |
| C ₆ | 0,05 | 86,177 | 56,01 | 34,36 | 506,4 | 3030 |
| CO ₂ | 0,23 | 44,010 | 10,96 | 9,03 | 304,11 | 7374 |
| N ₂ | 5,66 | 28,0134 | 7,17 | 7,21 | 126,21 | 3398 |

Masse Molaire du GN : $M_{GN} = \sum y_i * M_i$ (IV.19)

→ $M_{GN} = 18,84 \text{ g / mole}$

Le gaz naturel de Réchauffage : T = 280 °C P = 4,5 Kg/cm²

b- Calcul de la capacité calorifique du gaz de réchauffage (C_{pg}) :

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

$C_{pg} = \sum C_{pi} * Y_i$ (IV.20)

Avec : C_{pi}= C_{p0} + ΔC_p et ΔC_p = f (Tr, Pr)

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

$$T_r = T / T_c, P_r = P / P_c$$

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

T_r, P_r : Pression et température réduites

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

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

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

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

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 I)

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

o Calcul de la masse volumique du GN chaud ρ_{GN} :

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

$$\rho_{GN} = (P * M) / (Z * R * T). \quad (IV.21)$$

_ Calcul du coefficient de compressibilité (Z) :

Le facteur de compressibilité est calculé par la formule suivante [14]:

$$Z = 1,046 - [(2,034 * 10^{-4}) * P] + [(4,571 * 10^{-8}) * P^2] \quad (IV.22)$$

Avec :

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

On obtient : $Z = 1,030$

Donc on calcul ρ_{GN} d'après les données suivantes :

$$M_{GN} = 18,84 \text{ g/mole}, \quad R = 0,082 \text{ L.atm /mole °K}$$

$$T = 280 \text{ °C}, \quad T = 553,15 \text{ °K}$$

$$P = 4,5 \text{ Kg / cm}^2, \quad P = 5,355 \text{ atm}$$

$$\rho_{GN} = 2,16 \text{ Kg / m}^3 = 0,82 \text{ Kg / Nm}^3$$

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

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

On calcule 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 C)

T_r, P_r : Pression et température réduites

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

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

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

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

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

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

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

o Calcul de la masse volumique du GN froid :

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

$$\rho_{GN} = (P * M) / (Z * R * T) \quad (IV.23)$$

Déjà on obtient :

$$Z = 1,030$$

Données :

$$M_{GN} = 18,84 \text{ g/mole} \quad , \quad R = 0,082 \text{ L.atm / mole}^\circ K$$

$$T = 12,7^\circ C \quad , \quad T = 285,85^\circ K$$

$$P = 4,5 \text{ Kg/cm}^2 \quad , \quad P = 5,355 \text{ atm}$$

$$\longrightarrow \rho_{GN} = 4,18 \text{ Kg / m}^3 = 0,82 \text{ Kg / Nm}^3$$

d_ Quantité totale de chaleur nécessaire à la régénération :

La quantité de chaleur nécessaire à la régénération est [14] :

$$Q_{\text{Totale}} = Q_{\text{tamis}} + Q_{\text{acier}} + Q_{\text{dés}} + Q_{\text{pertes}} \quad (IV.24)$$

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).

Donc :

1_Calcul de la chaleur nécessaire pour le réchauffement du tamis Q_{tamis} :

Est calculer par l'équation suivante :

$$Q_{\text{tamis}} = M_t * C_{pt} * (T - T_{\text{ads}}) \quad (\text{IV.25})$$

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)

_ calcule la masse du tamis m_t (lb) par l'équation suivante :

$$M_t = S * H_t * \rho_{\text{tamis}} \quad (\text{IV.26})$$

$$E_t : S = (3,14 * D^2) / 4.$$

Donne :

$$D = 3,981 \text{ ft}$$

$$H_t = 7,872 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{tamis}} = 43,075 \text{ lb / ft}^3$$

$$\text{Donc : } S = 12,44 \text{ ft}^2 = 1,156 \text{ m}^2 \quad (S : \text{section du lit})$$

$$\text{D'après l'équation : } M_t = 4218,24 \text{ lb} = 1913,35 \text{ Kg}$$

Nous avons besoin de la température du lit en fin de chauffage " T ", pour calculer les besoins en chaleur (Q_{total})

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

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

$$T = T_s - (T_e - T_s) / 2 \quad (\text{IV.27})$$

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 [14]:

$$T_s = -9058,9 / ((\ln(W * P * C_{pg} * \Delta T) / Q_{\text{Totale}}) - 16,12) \quad (\text{IV.28})$$

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 - T_s

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

Donne :

$P = 64$ Psig

$C_{pg} = 0,681$ Btu / lb°F  $T_s = 265$ °C = 509 °F

$T_e = 280$ °C = 536 °F

Donc : $T = 495,4$ °F

D'après l'équation : $Q_{\text{tamis}} = 388280,55$ BTU = $409657,66$ KJ, avec : $C_{pt} = 0,22$ BTU /lb. °F,

$T_{\text{ads}} = 77$ °F

2_ Calcul de la chaleur nécessaire pour le réchauffement de l'acier :

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

$$Q_{\text{acier}} = M_c * C_{pc} * (T - T_{\text{ads}}) \quad (\text{IV.29})$$

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 :

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

$$M_c = V_c * \rho_{\text{acier}} \quad (\text{IV.30})$$

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

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

$$V_c = (S_{\text{ext}} - S_{\text{int}}) * L \quad (\text{IV.31})$$

Avec : V_c : Le volume total de l'acier (ft³)

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)

$$V_c = 3,14 * [E_p * (d + E_p)] * L$$

$$E_p = 0,059 \text{ ft}, d = 4,029 \text{ ft}, L = 10,798 \text{ ft}$$

$$V_c = 8,178 \text{ ft}^3 = 0,231 \text{ m}^3$$

D'après l'équation : $M_c = 4089 \text{ lb} = 1854,73 \text{ Kg}$, avec : $\rho_{\text{acier}} = 500 \text{ lb} / \text{ft}^3$

$$\blacksquare \rightarrow M_c (\text{total}) = 4089 * 1,35 = 5520,15 \text{ lb} = 2503,88 \text{ Kg}$$

D'après l'équation : $Q_{\text{acier}} = 277155,691 \text{ BTU} = 292414,734 \text{ KJ}$, avec : $C_{pc} = 0,12 \text{ BTU} / \text{lb} \cdot ^\circ\text{F}$

3_ Calcul de la chaleur nécessaire à la désorption $Q_{\text{dés}}$:

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

$$Q_{\text{dés}} = W * \Delta H \quad (\text{IV.32})$$

Avec :

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

Donne :

$$W = 596,740 \text{ lb}, \quad \Delta H = 1800 \text{ BTU} / \text{lb}$$

$$\text{D'après L'équation : } Q_{\text{dés}} = 1074123 \text{ BTU} = 1133269,252 \text{ KJ}$$

4_ Calcul des pertes de chaleur Q_{pertes} :

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

$$Q_{\text{pertes}} = 0,1 * (Q_{\text{dés}} + Q_{\text{tamis}} + Q_{\text{acier}}) \quad (\text{IV.33})$$

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

D'après les calculs :

$$Q_{\text{dés}} = 1074123 \text{ BTU}$$

$$Q_{\text{acier}} = 277155,691 \text{ BTU}$$

$$Q_{\text{tamis}} = 388280,55 \text{ BTU}$$

$$\text{Donc : } Q_{\text{pertes}} = 173955,924 \text{ BTU} = 183533,216 \text{ KJ}$$



La quantité de chaleur nécessaire à la régénération est :

$$Q_{\text{Totale}} = Q_{\text{tamis}} + Q_{\text{acier}} + Q_{\text{dés}} + Q_{\text{pertes}}$$

$$Q_{\text{Totale}} = 1913515,165 \text{ BTU} = 2018865,373 \text{ KJ.}$$

e_ Calcul de la chaleur fournie par le four :

La chaleur fournie par le four est trouvée par [14]:

$$H_f = Q_{\text{Totale}} / E \quad (\text{IV.34})$$

Avec :

H_f : La chaleur fournie par le four (Btu)

E: Efficacité thermique durant la régénération

L'efficacité thermique de transfert de chaleur est donnée par la relation [14]:

$$1 / E = 2,25 + (0,03113 * T_r) \quad (\text{IV.35})$$

Avec :

T_r : Temps de réchauffage (hr)

$$\text{Et : } T_r = Q_{\text{Totale}} / (H_f * E) \quad [9]$$

On choisira : **$T_r = 4 \text{ hr}$**

D'après l'équation : $E = 0,421 = 42,1 \%$

$$\text{Donne: } Q_{\text{Totale}} = 1913515,165 \text{ BTU}$$



$$\text{Hf} = 4545166,663 \text{ BTU} = 4795404,686 \text{ KJ}$$

La chaleur fournie par heure : $H_f = 1136291,66 \text{ BTU / hr} = 1198851,172 \text{ KJ / h}$

f_ Calcul du temps de refroidissement [14]:

Le temps de refroidissement on l'obtient par [14]:

$$T_{\text{ref}} = ((Q_{\text{tamis}} + Q_{\text{acier}}) / Q_{\text{Totale}}) * T_r \quad (\text{IV.36})$$

Donne : $Q_{\text{tamis}} = 388280,55 \text{ BTU}$


$Q_{\text{acier}} = 277155,691 \text{ BTU}$

$Q_{\text{Totale}} = 1913515,165 \text{ BTU}$

D'après l'équation : $T_{\text{ref}} = 1,39 \text{ hr}$

g_ Calcul de la quantité de chaleur soutirée [14] :

$Q_{\text{ref}} = (Q_{\text{tamis}} + Q_{\text{acier}}) / T_{\text{ref}} \text{ (IV.37)}$

 $Q_{\text{ref}} = 478731,109 \text{ BTU / hr} = 505088,058 \text{ KJ}$

IV.2.3 Bilan de matière :

a_ Calcul du débit de GN froid :

Le débit du gaz de refroidissement est calculé par la formule suivante [14]:

$$Q_f = Q_{\text{ref}} / (C_{\text{pgf}} * (T_{\text{m}'} - T_{\text{e}'})) \quad \text{(IV.38)}$$

Avec :

Q_f : 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 (Btu / lb. °F).

- Calcul la température moyenne de sortie de gaz de refroidissement :

$$T_{\text{m}'} = (T_{\text{ads}} - T) / (\text{Ln} (T_{\text{ads}} / T)) \quad \text{(IV.39)}$$

Avec : $T = 495,4 \text{ °F}$, $T_{\text{ads}} = 77 \text{ °F}$

D'après l'équation : $T_{\text{m}'} = 225 \text{ °F}$

- Calcul du débit de GN froid :

Donne : $T_{\text{e}'} = 12,7 \text{ °C} = 54,86 \text{ °F}$

$$T_{\text{m}'} = 225 \text{ °F}$$

$C_{\text{pg ref}} = 0,487 \text{ BTU /lb. °F}$

$Q_{\text{ref}} = 478731,109 \text{ BTU /hr}$

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

D'après l'équation: $Q_f = 5777,717 \text{ lb / hr} = 2620,71 \text{ kg / hr}$

b_ Calcul de la perte de charge de GN froid :

La perte de charge par unité de longueur est donnée par l'équation d'Ergun [18]:

$$\Delta P / L = (A * U * \mu) + (B * \rho_p * U^2) \quad (\text{IV.40})$$

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 F) On a: $A = 0,056$ et $B = 0,0000889$

➤ **Calcul de la vitesse superficielle U_1 à travers le lit :**

$$U_1 = Q_f / (60 * S * \rho_{GN}) \quad (\text{IV.41})$$

Donne:

$$S = 3,14 * D^2 / 4 = 12,44 \text{ ft}^2$$

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

$$Q_f = 5777,717 \text{ lb / hr}$$

 $U_1 = 29,65 \text{ ft / min}$

➤ **Calcul de la viscosité du GN froid μ_1 :**


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

Donne :

$$dr = M_{GN} / M_{air} = 18,84 / 29 = 0,649$$

$$P = 543 \text{ KPa}$$

En utilisant l'annexe J pour déterminer la viscosité à la température de chauffage (12,7°C) :

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

Donc avec les données :

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

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

$$U_1 = 29,65 \text{ ft/min}$$

$$Ht = 7,872 \text{ ft}$$

$$\text{Alor: } \Delta P_1 / Ht = 0,041 \text{ Psi / ft}$$

$$\Delta P_1 = 0,323 \text{ Psi} = 0,022 \text{ Bars}$$

c_ Calcul de Re_1 :

Le nombre de Reynolds est calculé par la formule suivante :

$$Re = G * D_p / \mu \quad (\text{IV.42})$$

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

Données :

$$\mu_1 = 0,031 \text{ lb / ft.hr}$$

$$G = M_{ref} / S = 464,45 \text{ lb / hr.ft}^2$$

$$D_p = 0,0105 \text{ ft}$$

$$\text{D'après l'équation : } Re_1 = 157,31.$$

e_ Calcul du débit de GN chaud :

Le débit du gaz de réchauffage est calculé par la formule suivante [14]:

$$Q_{rech} = H_f / (C_{pg} * (T_e - T_m)) \quad (\text{IV.43})$$

Avec :

Q_{rech} : Débit du gaz de réchauffage (lb / hr).

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

C_{pg} : 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).

Calcul la température moyenne de sortie de gaz de réchauffage:

$$T_m = (T_{ads} - T) / (\ln (T_{ads} / T)) \quad (\text{IV.44})$$

$$\text{Avec : } T_s = 509 \text{ °F} \quad , \quad T_{ads} = 77 \text{ °F}$$

$$\text{D'après l'équation : } T_m = 229 \text{ °F}$$

- **Calcul du débit de GN chaud :**

Chapitre IV : Etude de l'installation du déshydrateur

Donne: $T_e = 536 \text{ }^\circ\text{F}$

$T_m = 229 \text{ }^\circ\text{F}$

$C_{pg} = 0,681 \text{ BTU / lb. }^\circ\text{F}$

$H_f = 1136291,66 \text{ BTU /hr}$

D'après l'équation : $Q_{rech} = 5435,060 \text{ lb / hr} = 2465,289 \text{ Kg / hr}$

f_ Calcul de la perte de charge du GN chaud :

La perte de charge par unité de longueur est donnée par l'équation d'Ergun [18]:

$$\Delta P / L = (A * U * \mu) + (B * \rho_p * U^2) \quad (\text{IV.45})$$

Avec:

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

μ : Viscosité du produit (C_p)

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

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

➤ **Calcul de La vitesse superficielle U_2 à travers le lit :**

$$U_2 = Q_{rech} / (60 * S * \rho_{GN}) \quad (\text{IV.46})$$

Donne:

$$S = 3,14 * D^2 / 4 = 12,44 \text{ ft}^2$$

$$\rho_{GN} = 2,16 \text{ Kg / m}^3 = 0,135 \text{ Lb / ft}^3$$

$$Q_{rech} = 5435,060 \text{ lb / hr}$$



$$U_2 = 53,94 \text{ ft / min}$$

➤ **Calcul de la viscosité du GN chaud μ_2 :**

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

Donne :

$$d_r = M_{GN} / M_{air} = 18,84 / 29 = 0,649$$

$$P = 543 \text{ KPa}$$

En utilisant l'annexe J, on détermine la viscosité à la température de chauffage ($280 \text{ }^\circ\text{C}$) :



$$\mu_2 = 0,019 \text{ Cp}$$

Donc avec les données :

$$\mu_2 = 0,019 \text{ Cp}$$

$$\rho_{GN} = 0,135 \text{ lb / ft}^3$$

$$U_2 = 53,94 \text{ ft / min}$$

$$Ht = 7,872 \text{ ft}$$

$$\text{Alors : } \Delta P_2 / Ht = 0,092 \text{ Psi / ft}$$

$$\Delta P_2 = 0,724 \text{ Psi} = 0,049 \text{ Bars}$$

g_ Calcul de Re_2 :

Le nombre de Reynolds est calculé par la formule suivante :

$$Re = G * D_p / \mu \quad (\text{IV.47})$$

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

Données :

$$\mu_2 = 0,046 \text{ lb/ft h}$$

$$G = Mg / S = 436,90 \text{ lb / hr.ft}^2$$

$$D_p = 0,0105 \text{ ft}$$

$$\text{D'après l'équation :} \quad \quad \quad \mathbf{Re_2 = 99,73}$$

INTERPRETATION

- 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 refroidissement**

$$\Delta P_1 / Ht = 0,041 \text{ Psi / ft}$$
$$\Delta P_1 = 0,323 \text{ Psi} = 0,022 \text{ Bars}$$
$$Re_1 = 157,31$$

✓ **Pour le gaz de réchauffage**

$$\Delta P_2 / Ht = 0,092 \text{ Psi / ft}$$

$$\Delta P_2 = 0,724 \text{ Psi} = 0,049 \text{ Bars}$$

$$Re_2 = 99,73$$

- Les résultats obtenus confirment que les paramètres restent dans les limites acceptables. En effet, la perte de charge se situe dans l'intervalle recommandé, ce qui permet de procéder à la régénération sans nécessiter le soulèvement du lit.
- Par ailleurs, le régime d'écoulement est turbulent, ce qui favorise un transfert de masse optimal ainsi qu'une répartition uniforme du gaz dans le déshydrateur.

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

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

$$Re > 80$$

IV.3 Les étapes de fonctionnement du déshydrateur:

IV.3.1 Séchage :

Durant la phase d'adsorption, le propane humide circule de bas en haut à travers le lit, grâce à l'ouverture des vannes SWV-1 et SWV-2, tandis que les autres vannes demeurent fermées. L'opération se déroule à une pression de service de 26 kg/cm² et dure 30 jours, soit 720 heures [13]. (Figure IV.3.1)

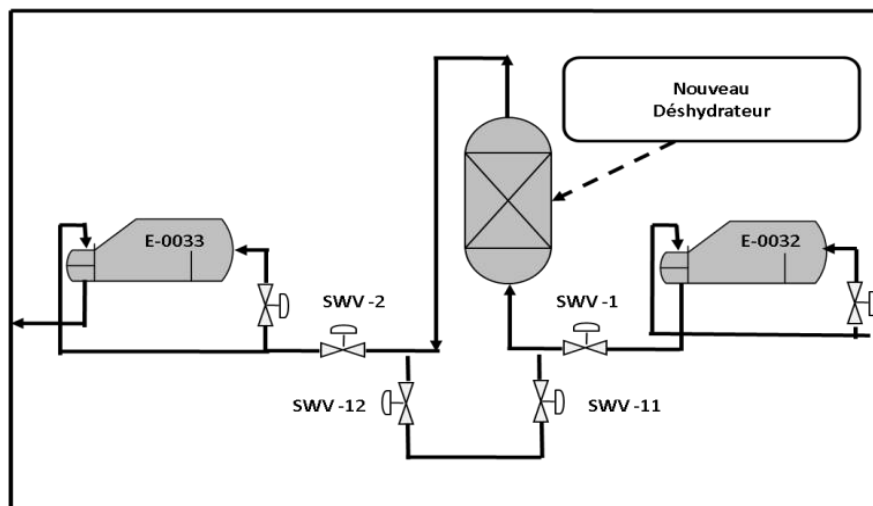


Figure IV.3.1 : schéma de la phase d'adsorption.

IV.3.2 Drainage :

La séquence de régénération débute par le drainage du propane reliquéfié résiduel présent dans la colonne d'adsorption. Ce dernier est évacué vers les sphères de stockage sous l'effet de la pression du gaz naturel, injecté par le haut de la colonne à une pression de 20 kg/cm².

Cette étape de drainage est prévue pour durer environ une heure. (Figure IV.3.2).

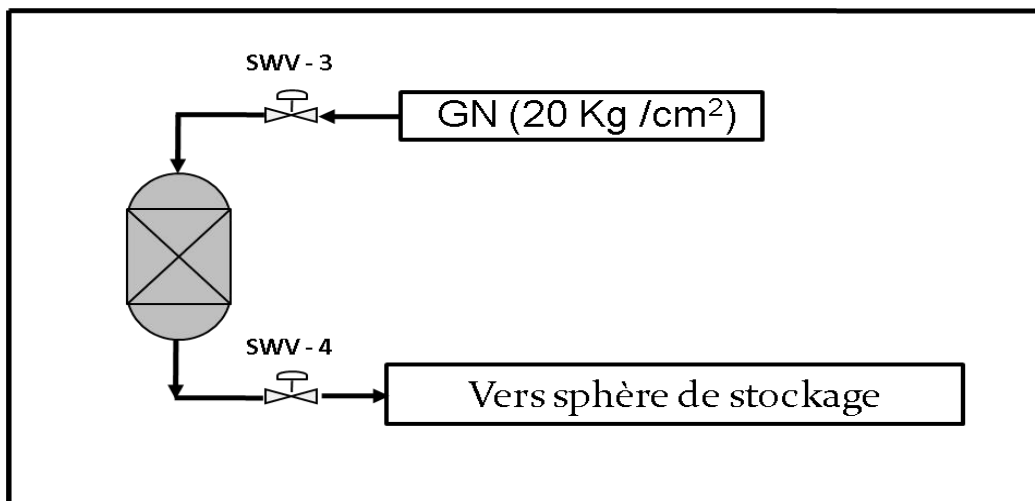


Figure IV.3.2 : schéma de la phase de drainage.

IV.3.3 Dépressurisation :

Une fois le drainage de la colonne d'adsorption terminé, la pression résiduelle est de 20 kg/cm². Avant d'entamer le cycle de chauffage, cette pression doit être abaissée à 4,5 kg/cm² en purgeant le gaz naturel vers la ligne de fuel Gas.

L'opération de dépressurisation dure environ 30 minutes. (Figure IV.3.3).

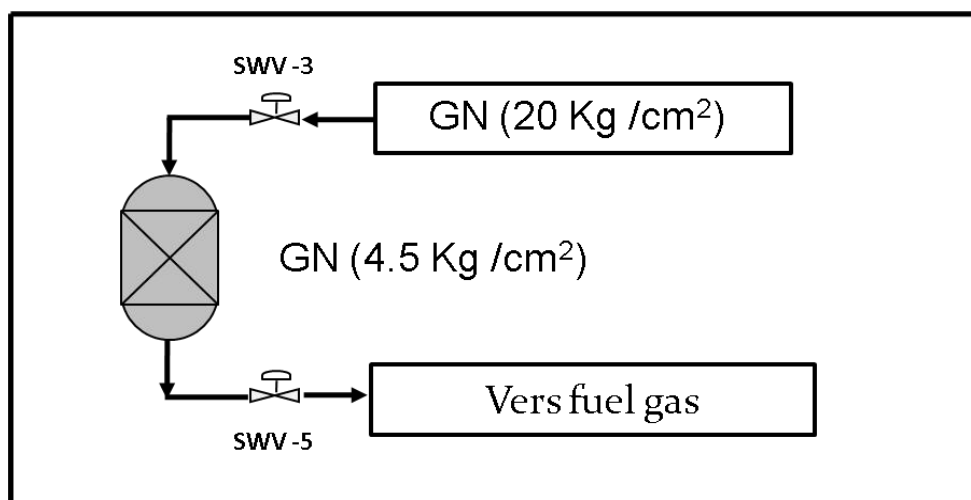


Figure IV.3.3 : schéma de la phase dépressurisation.

IV.3.4 Réchauffage :

Après le drainage complet de la colonne d'adsorption, la pression résiduelle s'élève à 20 kg/cm². Pour initier le cycle de chauffage, il est nécessaire de réduire cette pression à 4,5 kg/cm² en évacuant le gaz naturel vers la ligne de fuel Gas. Cette étape de dépressurisation dure environ 30 minutes. Le cycle de chauffage constitue la phase essentielle de la régénération, puisqu'il permet l'élimination complète de l'eau adsorbée des tamis moléculaires.

Le lit de tamis moléculaire est chauffé de haut en bas à l'aide de 2 126 kg/h de gaz naturel porté à 280 °C, après avoir été réchauffé dans le four à fluide caloporteur, avec un apport thermique de 1 033 787,13 kJ/h.

Ce gaz chaud traverse progressivement le lit en cours de régénération, élevant sa température de 25 °C (température d'adsorption) jusqu'à environ 265 °C. Le gaz en sortie, collecté à la base du déshydrateur, est ensuite dirigé vers la ligne de fuel Gas.

La durée totale de la phase de chauffage est de 4 heures.

(Figure IV.3.4).

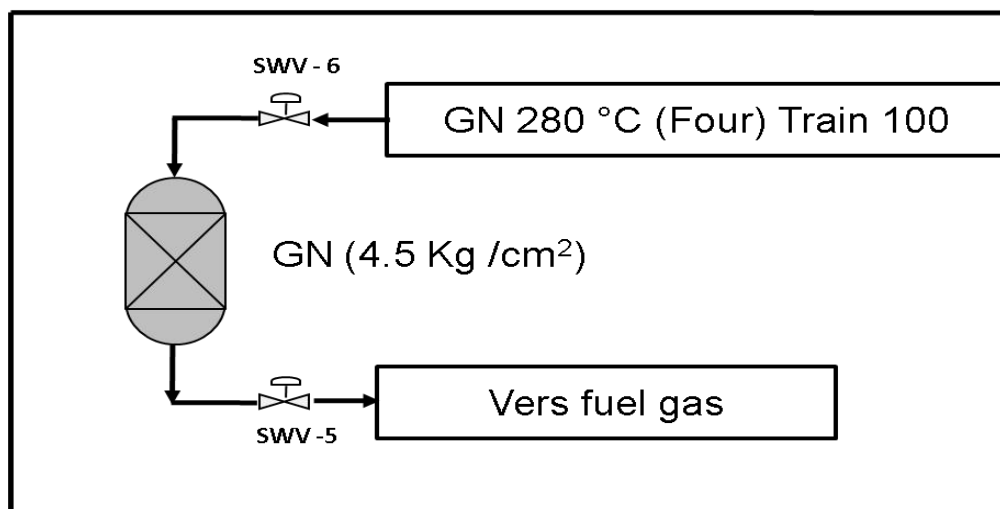


Figure IV.3.4 : schéma de la phase chauffage.

IV.3.5 Refroidissement :

Une fois le cycle de chauffage terminé, le lit en régénération doit être refroidi. Cette opération s'effectue en injectant, du bas vers le haut, 2 258 kg/h de gaz naturel froid à 12,7 °C. Le gaz extrait en tête du déshydrateur est ensuite évacué vers la ligne de fuel Gas.

La durée de la phase de refroidissement est d'environ 1,42 heure. (Figure IV.3.5).

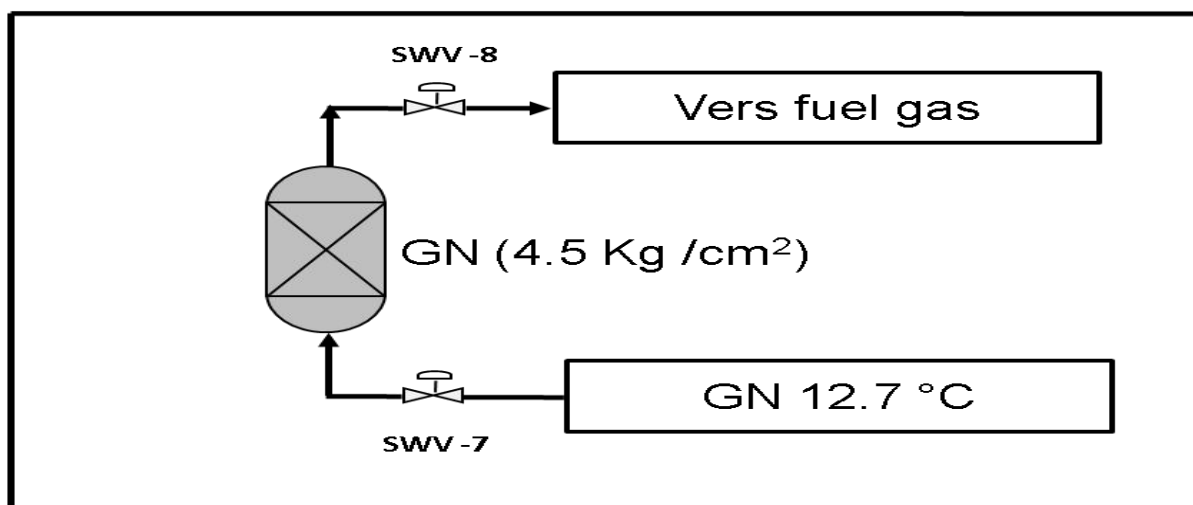


Figure IV.3.5 : schéma de la phase refroidissement.

IV.3.6 Pressurisation :

Avant la réintroduction du propane liquide, le déshydrateur doit être remis sous pression avec du gaz naturel à 20 kg/cm² afin d'éviter la détente du propane et la perte du produit.

Cette opération de remise sous pression dure environ trente minutes. (Figure IV.3.6).

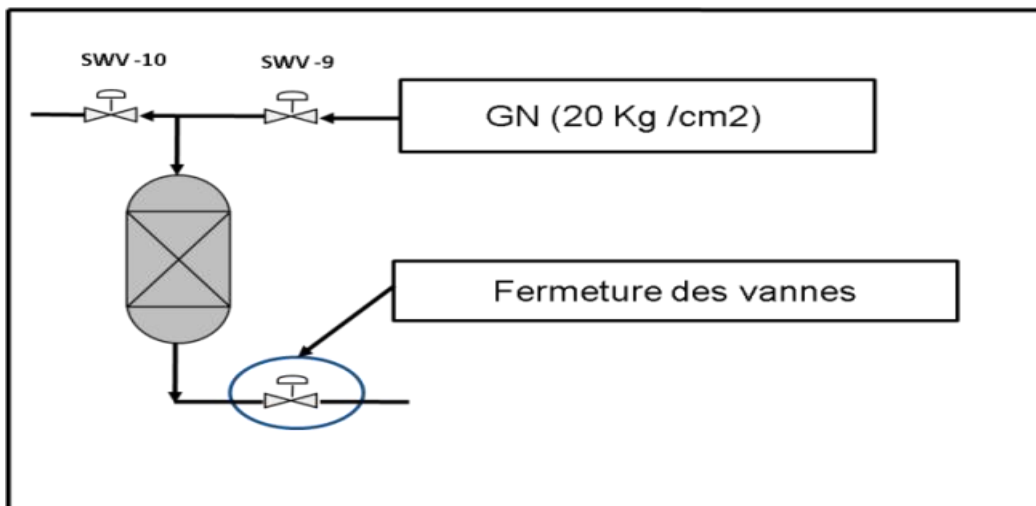


Figure IV.3.6 : Schéma de la phase pressurisation.

IV.3.7 Remplissage :

Une fois la remise sous pression effectuée, le propane liquide peut être réintroduit dans le déshydrateur sans risque de détente

Au fur et à mesure que le propane remonte dans la colonne, le gaz naturel est évacué vers le réseau de fuel Gas.

Cette opération prend environ une heure.

Le lit est à présent prêt pour un nouveau cycle adsorption régénération. (Figure IV.3.7).

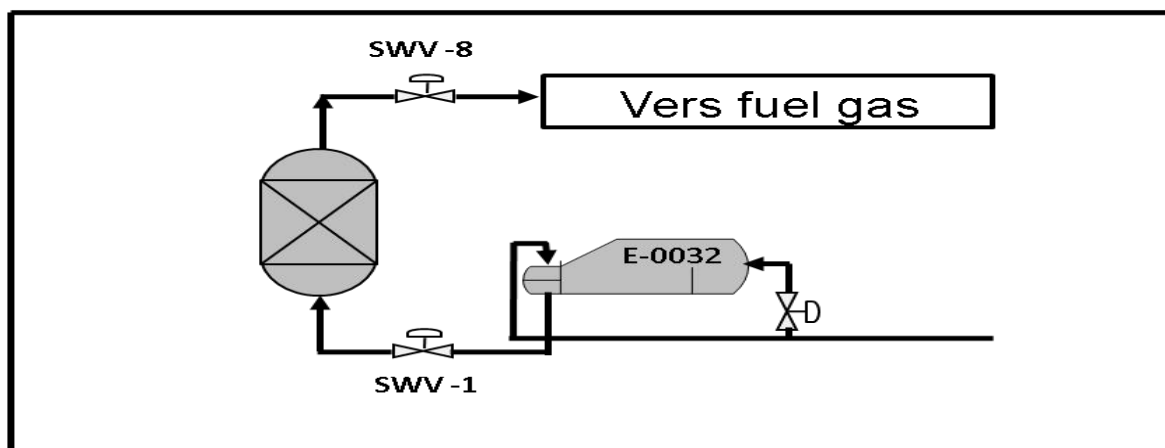


Figure IV.3.7 : schéma de la phase remplissage.

IV.4 Résumé des résultats :

Le choix du déshydrateur et de son emplacement constitue la solution que nous avons trouvée pour résoudre le problème de givrage, et réalisé l'ensemble des calculs nécessaires, nous avons décidé d'installer ce déshydrateur entre les équipements E-0032 et E-0033.

Cette colonne d'adsorption à tamis moléculaires a pour rôle de protéger la section BOG propane contre la formation d'hydrates et de givre liés à la présence d'eau.

Compte tenu de la faible teneur en eau dans le propane, la durée d'adsorption de la colonne est particulièrement longue, atteignant environ 30 jours (soit 720 heures). Ainsi, un seul déshydrateur est nécessaire. Durant la phase de régénération, la colonne d'adsorption sera mise en by-pass.

Conclusion générale :

- Le complexe GP1/Z est l'une des unités de production de propane et de butane. Elle est équipée de deux sections de récupération : l'une destinée à la récupération des vapeurs de propane, et l'autre à celle des vapeurs de butane des phases 1 et 3. Dans la section de reliqufaction du propane Boil-Off-Gas (BOG), qui située au niveau de l'unité GP1/Z, l'échangeur E-0034 présente un problème de perte, ce qui entraîne une diminution de l'efficacité.
- L'objectif de notre étude est d'éliminer le problème de givrage observé dans le système pour l'amélioration de l'efficacité. À cette fin, nous proposons l'installation d'un déshydrateur de garde à l'entrée de l'économiseur qui retire l'eau dissoute dans le propane.
- Nous avons étudié la faisabilité de notre proposition, qui vise à résoudre définitivement le problème en installant un déshydrateur à tamis moléculaire avec un temps d'adsorption, 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.
- Notre étude nous a conduits à conclure que la solution la plus adéquate serait d'installer un déshydrateur à tamis moléculaire équipé d'une résistance pour la régénération, car cette solution éliminera définitivement le problème de givrage de l'E-0034 et augmentera l'efficacité à 1,78% de 74,18%.

Recommandations :

- À la suite de nos études approfondies sur la section (BOG) propane, nous avons déterminé que la solution définitive pour éliminer le problème de givrage du l'échangeur E-0034 est d'installer un déshydrateur à tamis moléculaire équipé d'une résistance pour la régénération.
- En attendant que cette solution proposée soit étudiée et mise en œuvre, l'isolation du côté calandre de l'échangeur E-0034, afin d'éliminer le givrage, restera la méthode de méthanol appliqué



Les annexes

Annexe A

| | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|--|---|---|---|----------|-------------------------------|-----------|----|------|----------|--|--|----------------------------------|--|--|-------------------------|--|--|---------------------------------------|--|--|-------|--|--|---|--|--|-------------------------------|--|--|--|--|--|----------------|
| 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/HORIZONTAL</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 5 SURFACE PER UNITS | <i>135</i> | TYPE | <i>BKU</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 6 SHELL PER UNITS | <i>1</i> | CONNECTED IN | SERIES | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 7 SURFACE PER SHELL | <i>135</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 8 PERFORMANCE OF ONE UNIT | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | SHELL SIDE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | INLET | OUTLET | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | <i>C₂/C₃</i> | <i>C₂/C₃</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 10 FLUID CIRCULATED | | → | → | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 11 TOTAL FLOW | <i>kg/hr</i> | <i>11,470</i> | <i>43,520</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 12 VAPOR | <i>kg/hr</i> | <i>3,040</i> | <i>11,470</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 13 LIQUID | <i>kg/hr</i> | <i>8,430</i> | <i>43,520</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 14 STEAM | <i>kg/hr</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 15 NON-CONDENSABLES | <i>kg/hr</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 16 OPERATING TEMP. | <i>°C</i> | <i>-52.8</i> | <i>-44.6</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 17 OPERATING PRESS. | <i>kg/cm²G</i> | <i>0.127</i> | <i>25.0</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 18 GRAVITY (AVE.) | <i>kg/m³</i> | <i>(L)584, (V)2,349</i> | <i>2.516</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 19 VISCOSITY (AVE.) | <i>cP</i> | <i>(L)0.217, (V)0.00662</i> | <i>0.00664</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 20 MOLECULAR WEIGHT | | <i>40.66</i> | <i>40.66</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 21 SPECIFIC HEAT | <i>Kcal/kg°C</i> | | <i>0.607 (AVE.)</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 22 THERMAL COND. | <i>Kcal/hrm°C</i> | <i>(L)0.144, (V)0.0105</i> | <i>0.0105</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 23 LATENT HEAT | <i>Kcal/kg</i> | <i>109.7</i> | <i>0.128</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 24 NUMBER OF PASSES | | <i>1</i> | <i>4</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 25 VELOCITY | <i>m/sec</i> | | <i>1.0</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 26 PRESSURE DROP | <i>kg/cm²</i> | <i>0.0002</i> | <i>0.5</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 27 FOULING RESIST. | <i>hrm²C/Kcal</i> | | <i>0.0002</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 28 HEAT EXCHANGED | <i>Kcal/hr</i> | <i>0.925 x 10⁶</i> | <i>27.9</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 29 TRANSFER RATE | <i>Kcal/hrm²C</i> | <i>299.2</i> | <i>CLEAN</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 30 CONSTRUCTION OF ONE SHELL | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 31 DESIGN PRESS. | <i>kg/cm²G</i> | <i>2.5 F.V.</i> | <i>32.0</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 32 TEST PRESS. | <i>kg/cm²G</i> | <i>3.8</i> | <i>48.0</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 33 DESIGN TEMP. | <i>°C</i> | <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> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 35 SHELL | LENGTH <i>6000</i> | PITCH <i>32</i> | TUBE MATERIAL <i>A334 Gr D (SEAMLESS)</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 36 TRANS. BAFFLE | TYPE <i>FULL</i> | NO. <i>5</i> | PITCH <i>1165</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 37 SHELL COVER | | | <i>A203 Gr D</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 38 SHELL FLANGE | | | <i>A350 - LF3</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 39 CHANNEL/BONNET | | | <i>A203 Gr D</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 40 CHANNEL COVER | | | <i>A350 - LF3</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 41 CHANNEL FLANGE | | | <i>A350 - LF3</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 42 TUBE SHEET | | | <i>A350 - LF3</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 43 CORROSION ALLOW. | <i>mm</i> | <i>1.5</i> | <i>1.5</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 44 STRESS RELIEF | YES <input checked="" type="checkbox"/> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 45 NOZZLES | SIZE | RTG/FCG | SIZE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 46 INLET | <i>4" x 2"</i> | <i>ANSI 150" RF</i> | <i>6" ANSI 300" RF</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 47 OUTLET | <i>6" x 2"</i> | <i>ANSI 150" RF</i> | <i>6" ANSI 300" RF</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>REV. NO.</td> <td>DATE</td> <td>REVISIONS</td> <td>BY</td> <td>CHKD</td> <td>APPROVED</td> </tr> <tr> <td colspan="2"></td> <td style="text-align:center;">HEAT EXCHANGER DATA SHEET</td> <td colspan="2"></td> <td style="text-align:center;">JOB NO. 5081-001</td> </tr> <tr> <td colspan="2"></td> <td style="text-align:center;">Projct Usine GPL-ARZEW Phase 1</td> <td colspan="2"></td> <td style="text-align:center;">SCALE</td> </tr> <tr> <td colspan="2"></td> <td style="text-align:center;">Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd.</td> <td colspan="2"></td> <td style="text-align:center;">DRAWING NO. B2100-0002</td> </tr> <tr> <td colspan="2"></td> <td></td> <td colspan="2"></td> <td style="text-align:center;">REV. 2A</td> </tr> </table> | | | | REV. NO. | DATE | REVISIONS | BY | CHKD | APPROVED | | | HEAT EXCHANGER DATA SHEET | | | JOB NO. 5081-001 | | | Projct Usine GPL-ARZEW Phase 1 | | | SCALE | | | Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd. | | | DRAWING NO. B2100-0002 | | | | | | REV. 2A |
| REV. NO. | DATE | REVISIONS | BY | CHKD | APPROVED | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | HEAT EXCHANGER DATA SHEET | | | JOB NO. 5081-001 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | Projct Usine GPL-ARZEW Phase 1 | | | SCALE | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd. | | | DRAWING NO. B2100-0002 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | REV. 2A | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |

Annexe B**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.

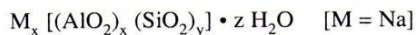
APPLICATIONS

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

| | 1/16" Pellets | 1/8" Pellets | 1/8" TRISIV™ Pellets | 1/4" TRISIV™ Pellets |
|---|----------------------|---------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| 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 C

Les propriétés physiques des composants purs.

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

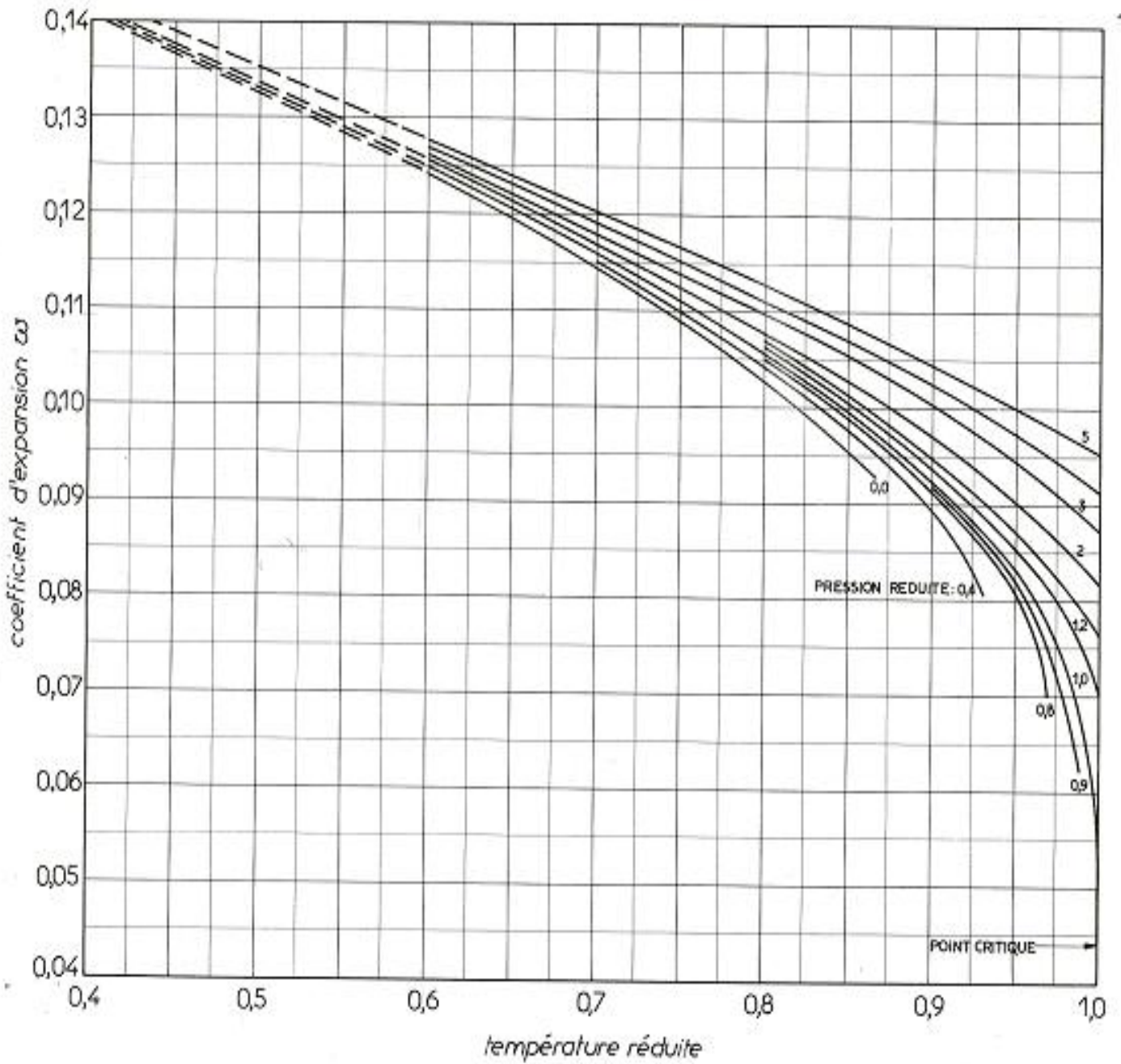
*See the Table of Notes and References.

| 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 |

9/15/95

Annexe D

Coefficient d'expansion ω en fonction des coordonnées réduites.



Annexe E

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

| COMPOSANTS | (ω/ρ) (cm³/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 |

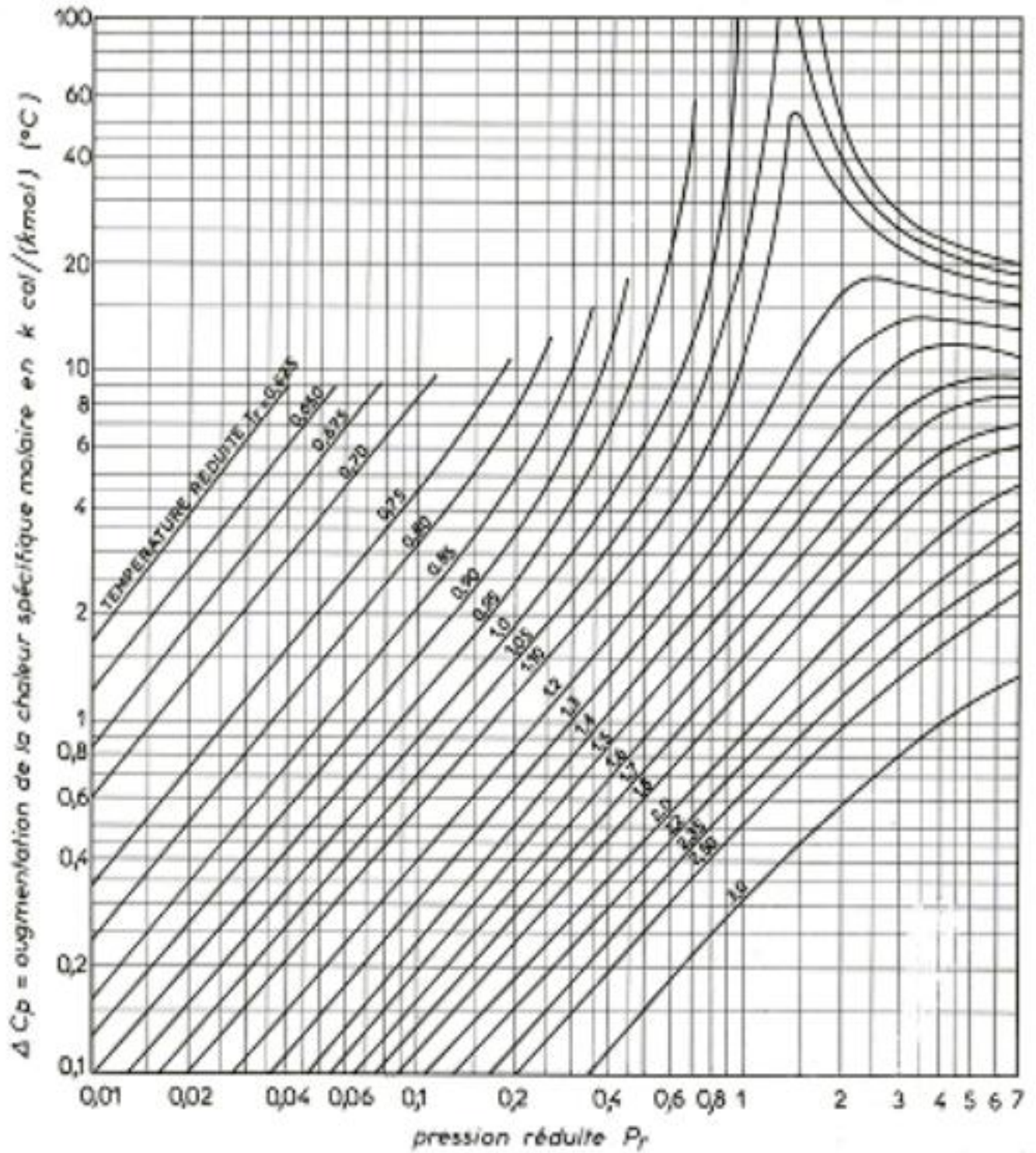
Annexe F

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 H

Correction de la chaleur spécifique molaire.



Annexe I

Chaleur spécifique a pression constante.

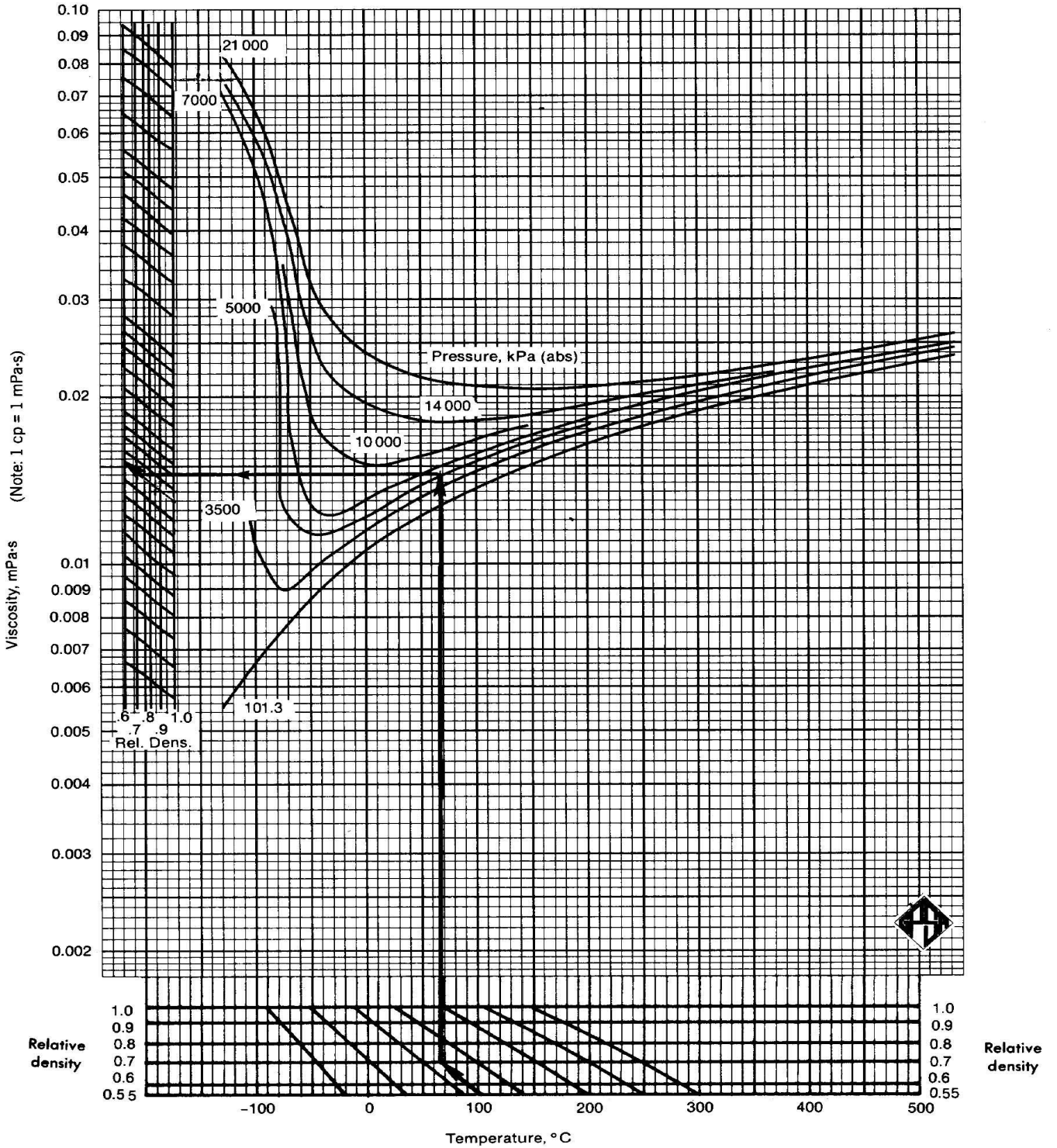
| | a | b. 10 ² | c. 10 ³ | d. 10 ⁴ | INTERVALLE DE TEMPERATURE |
|--------------------|----------|--------------------|--------------------|--------------------|---------------------------|
| Méthane | 4,75 | 1,2 | 0,300 | — 2,63 | 273-1500°K |
| Ethane | 1,648 | 4,124 | — 1,53 | 1,74 | |
| Propane | — 0,366 | 7,279 | — 3,755 | 7,58 | |
| n-Butane | 0,945 | 8,873 | — 4,30 | 5,36 | |
| 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 | — 3,663 | 13,905 | — 8,018 | 18,83 | |
| n-Hexane | 1,657 | 13,19 | — 6,844 | 13,78 | |
| Ethylène | 0,944 | 3,735 | — 1,893 | 4,22 | |
| Propylène | 0,753 | 5,651 | — 2,81 | 5,98 | |
| 1-Butène | — 0,24 | 6,65 | — 5,11 | 12,07 | |
| Isobutène | 1,65 | 7,702 | — 3,981 | 8,02 | |
| Butène-2-cis | — 1,778 | 8,078 | — 4,074 | 7,89 | |
| Butène-2-trans | 2,34 | 7,22 | — 3,403 | 6,07 | |
| Cyclopropène | — 6,481 | 8,208 | — 5,577 | 15,61 | |
| Cyclopentène | — 12,967 | 13,087 | — 7,447 | 16,41 | |
| Méthylcyclopentène | — 12,114 | 15,38 | — 8,915 | 20,03 | |
| Cyclohexane | — 15,935 | 18,454 | — 8,303 | 19,27 | |
| Méthylcyclohexane | — 15,07 | 18,972 | — 10,989 | 24,09 | |
| Benzène | — 8,65 | 11,578 | — 7,54 | 18,54 | |
| Toluène | — 8,213 | 13,357 | — 8,23 | 19,2 | |
| Ethylbenzène | — 8,398 | 15,935 | — 10,003 | 23,95 | |
| Styrène | — 5,958 | 14,354 | — 9,15 | 22,03 | |
| Cumène | — 9,452 | 18,686 | — 11,869 | 28,8 | |
| o-Xylène | — 3,789 | 14,291 | — 8,354 | 18,8 | |
| m-Xylène | — 6,533 | 14,905 | — 8,831 | 20,05 | |
| p-Xylène | — 5,334 | 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 | 5,835 | — 2,76 | 4,974 | |
| Propadiène | 2,43 | 4,683 | — 2,781 | 6,484 | |
| Butadiène-1-3 | — 1,29 | 8,35 | — 5,582 | 14,24 | |
| Isoprène | — 0,44 | 10,418 | — 6,762 | 16,93 | |

Substances minérales

| | a | b. 10 ⁴ | c. 10 ⁷ | d. 10 ¹⁰ | INTERVALLE DE TEMPERATURE |
|--------------------------------------|--------|--------------------|--------------------|---------------------|---------------------------|
| Azote | 6,903 | — 3,753 | 19,3 | — 6,861 | 273-1800°K |
| Oxygène | 6,085 | 36,31 | — 17,09 | 3,133 | 273-1800°K |
| Air | 6,713 | 4,897 | 11,47 | — 4,596 | 273-1800°K |
| Hydrogène | 6,952 | — 4,576 | 8,563 | — 2,079 | 273-1800°K |
| Oxyde de carbone | 6,726 | 4,001 | 12,83 | — 5,307 | 273-1800°K |
| Gas carbonique | 5,316 | 142,85 | — 83,62 | 17,84 | 273-1800°K |
| Vapeur d'eau | 7,7 | 4,594 | 25,21 | — 8,527 | 273-1800°K |
| Soufre distomique S ₂ | 6,499 | 52,98 | — 38,89 | 9,52 | 273-1800°K |
| Anhydride sulfurique SO ₂ | 6,157 | 138,4 | — 91,03 | 20,57 | 273-1800°K |
| Anhydride sulfurique SO ₃ | 3,918 | 348,3 | — 267,5 | 77,44 | 273-1500°K |
| H ₂ S | 7,07 | 31,28 | — 13,64 | — 7,867 | 273-1800°K |
| Sulfure de carbone | 7,39 | 148,9 | — 105,6 | 27,8 | 273-1800°K |
| Oxyulfure de carbone | 6,222 | 153,5 | — 105,8 | 25,8 | 273-1800°K |
| Fluor | 6,115 | 58,64 | — 41,86 | 9,797 | 273-2000°K |
| Chlore | 6,8214 | 57,095 | — 51,07 | 115,47 | 273-1500°K |
| Brome | 8,051 | 34,62 | — 21,28 | 6,408 | 273-1800°K |
| Iode | 8,634 | 33,335 | — 10,684 | 3,125 | 273-1800°K |
| HF | 7,201 | — 13,75 | 15,76 | — 3,78 | 273-2000°K |
| HCl | 7,244 | — 18,2 | 31,7 | — 16,38 | 273-1500°K |
| HBr | 7,169 | — 18,64 | 33,14 | 11,81 | 273-1500°K |
| HI | 6,702 | 4,548 | 12,16 | — 4,813 | 273-1900°K |
| NO | 6,461 | 23,58 | — 7,705 | 0,8729 | |
| N ₂ O | 5,758 | 140,04 | — 86,08 | 25,25 | |
| NO ₂ | 5,48 | 135,5 | — 84,1 | 18,8 | |
| N ₂ O ₄ | 7,9 | 646 | — 271 | 0 | |
| Cyanogène | 9,82 | 148,58 | — 65,71 | | 273-1500°K |
| Acide cyanhydrique | 8,34 | 83,75 | — 26,11 | | 273-1000°K |

Annexe J

Hydrocarbon gas viscosity.



Bibliographie :

- [1] : Manuel Opérateur ; Process : Volume I et II (GP1/Z).
- [2] : Banque de données GP1/Z (Généralités sur le complexe GP1Z).
- [3] : Généralités sur la fabrication GP1/Z. Phase I, T405 a, I.H.I.
- [4] : Manuel opératoire ; BOG phase I volume IV (GP1/Z).
- [5] : IHI Rapport d'expertise GP1/Z (1986).
- [6] : Catalogue mécanique volume V. Les échangeurs.
- [7]: Process Heat Transfert DONALD KERN.
- [8]: Analyses du laboratoire GP1Z.
- [9] : Manuel Opérateur; Section déshydratation phase I volume I (GP1/Z).
- [10]: RC Reid, John M. Prausnitz et B.E. Poling "the properties of gases and liquids" McGraw & Hill 4^{ème} Edition.
- [11]: John M. Campbell "Gas conditioning and processing" volume 2: The Equipment Modules.
- [12]: Propane liquid dehydration using molecular sieves IAP Arzew June 1993.
- [13]: RUTHVEN D. M; principles of adsorption and adsorption process; John Wiley & Sons, New York.
- [14] : Formation perfectionnement –ingénieur- Déshydratation Module 3 Bloc 11.
- [15]: C. Perry & D. Schilton "Chemical Engineers Handbook", Industrial Press 1997.
- [16] : WUIHTIER « le pétrole raffinage et génie chimique » Tome 2 Edition Tech.
- [17] : technique de l'ingénieur, liquéfaction du GNL.
- [18] : P. WUIHTIER « le pétrole raffinage et génie chimique » Tome 1, Edition Tech. Paris 1972.