



Department of Process Engineering

Ref :...../U.M/F.S.T/2024

قسم هندسة الطرائق

رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option: **GÉNIE CHIMIQUE**

THÈME

Intitulé du sujet

Calculs relatifs aux opérations de la section de déshydratation du GPL

Présenté par :BEKHTAOUI Salah Eddine Ayoubi

Soutenu le 30 /06 / 2024 devant le jury composé de :

Présidente :	TERKHI Sabria	Professeure	Université de Mostaganem
Examinatrice :	BENIDRIS Elbatoul	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	SMAIL Bentaiba	MAA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2023/2024

Remerciment

En premier lieu, je tiens de remercier Allah qui ma donner la force pour accomplir ce travail.

J'adresse aussi un grand remerciement à mon encadreur monsieur SMAIL BENTAIBA pour sa participation, et ses conseils pour réaliser et achever ce travail.

Je veux aussi de remercie les membres du jury ;Mme TERKHI Sabria ;et Mme BENIDRIS Elbatoul d'avoire accepté d'examiner ce travail.

Et finalement spéciale dédicace à ma famille mon père et ma mère et mes frère qui ma donner le courage et la patience pour réussir à finir ce travail dans le bon voix.

Résumé :

Afin de préparer mon mémoire, qui est sous le thème suivant calculs relatifs aux opérations de la section de déshydratation du GPL.

J'ai calculé le temps de l'adsorption et la consommation énergétique pendant la régénération et le coût du consommation énergétique pendant la régénération pour deux teneur d'eau 100 ppm et 25 ppm.

Pour effectuer a ca on a établir des méthodes de calculs et c'est méthodes de calculs dépend des raisonnements des équations et des bilans enthalpique sur le sécheur.

Un travail de vérification a été, aussi effectuer pour m'assurer de la validité les résultats de mon calculs.

A la fin tous que j'ai conclue de mon résultats de calculs pour teneur de 100 ppm et teneur de 25 ppm j'ai déduit dans la conclusion.

Mots clés : déshydratation, GPL,adsorption,teneur d'eau

Summary:

In order to prepare my dissertation, which is under the following theme: calculations relating to the operations of the GPL dehydration section.

I have calculated the time of adsorption and energy consumption during regeneration and the cost of energy consumption during regeneration for two water content 100 ppm et 25 ppm.

To do this, we have established calculation methods and it is calculation methods depend on the reasoning of the equations and the enthalpy balances on the dryer.

A verification work was also carried out to ensure the validity of the results of my calculations.

At the end all that I have concluded from my results of calculations for the content of 100 ppm and content of 25 ppm I deduced in conclusion

Keywords :dewatering,GPL ,adsorption,water content

ملخص:

من أجل إعداد أطروحتي ، والتي تدرج تحت الموضوع التالي: الحسابات المتعلقة بعمليات قسم تجفيف غاز البترول المسال. لقد حسبت وقت إمتصاص واستهلاك الطاقة أثناء التجديد وتكلفة استهلاك الطاقة أثناء التجديد لمحتويين مائيين 100 جزء من مليون. و 25 جزء من مليون.

للقيام بذلك ، أنشأنا طرق حساب وهي طرق حساب تعتمد على منطق المعادلات وأرصدة المحتوى الحراري على المجفف.

كما تم إجراء أعمال تحقق للتأكد من صحة نتائج حساباتي.

في النهاية كل ما استنتجته من نتائج حساباتي لمحتوى 100 جزء من مليون ومحتوى 25 جزء من مليون استنتجت في الاستنتاج.

الكلمات المفتاحية: الجفاف، غاز البترول المسال، الامتزاز، المحتوى المائي

Table de matières

Liste des abréviations

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction générale

Chapitre I: Généralité sur le GPL

I. Historique	1
I.1 Introduction	2
I.2 Présentation du complexe GP2Z	2
I.3 Composition du GPL	2
I.4 Source du GPL	3
I.5 Les caractéristique du GPL	3
I.6 GPL dans l’agriculture	3
I.7 GPL dans pétrochimie	4
I.8 Domaine utilisation du GPL	4
I.9 Risque provenant du GPL	4
II Description générale du processe	5
II.1 Section stockage tampon	5
II.2 Section déshydratation	6
II.2.1 Introduction	6
II.2.2 But de la déshydrations	6
II.2.3 Les hydrate	6
II.2.4 Donnée de base	7
II.3 Procédé de séchage	7
II.3.1 Séchage par absorption	7
II.3.2 Déshydratation par adsorption	8
II.3.3 Défèrent types d’adsorbant utilisé pour la déshydratation	8
III Description du phénomène d’adsorption	8
III.1 Colonne d’adsorption	8
III.2 Concept de zone de transfer de masse	9
IV Régénération	10
IV.1 Drainage	10

IV.2 Dépressurations.....	10
IV.3 Chauffage.....	11
IV.4 Refroidissement.....	11
IV.5 Remplissage	11
IV.6 Attente.....	11
V Section séparation :	12
V.1 Paramètre de fonctionnement des deux colonne A et B.....	14
V.1.1 Paramètre de fonctionnement en exploitation	14
V.1.2 Stockage propane et butane.....	14
VI.1 Colonne de dépropanisations 407/6201/A/B	14
VI.2 Préchauffeur d'alimentation du dépropaniseur.....	15
VI.3 Condenseur du tête du dépropaniseur	15
VI.6 Rebouilleur du dépropaniseur	16
VII La section de réfrigération	16
VII.1 Le propane commerciale C3.....	16
VII.2 Le butane commerciale C4	17
VII.3 Circuits de propane pur (réfrigérant)	17
VIII Section Boil off	18
VIII.1 Circuit de récupération du propane.....	18
IX Section stockage	18
IX.1 Section de stockage butane ambiants	18
IX.2 Chargement camion du butane ambiant	18
X Propane réfrigéré.....	19
X.1 Section stockage de propane réfrigéré	19
X.2 Chargement navire du propane réfrigéré	19
XI Butane réfrigéré	19
XI.1 Section stockage de butane réfrigéré	19
XI.2 Chargement navire du butane réfrigéré	19
XII Les utilité.....	19
Chapitre II: Les tamis moléculaire	
I Les tamis moléculaire	20
I.1 Introduction.....	20
I.2 Définition formes du tamis moléculaire.....	20
II Description	21
II.1 Fiche technique du tamis moléculaire	21
II.2 Types et dimension du tamis	22

II.4 Régénération du tamis moléculaire	22
II.5 Propriété du tamis moléculaire types 4A-DG trisivtm 1/8	22
II.6 Paramètre de fonctionnement	22
II.7 Composition a l'entrée.....	23
II.8 Composition a la sortie	23
Chapitre III: Méthodologie de calcul	
Première partie : Méthodologie de Calcul	25
I Durée de l'adsorption	25
I.1 calcul de la masse d'eau adsorbée par le lit de tamis moléculaire.....	25
I.2 Estimation de la capacité d'adsorption du tamis moléculaire	26
I.3 Calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse <i>HT. M</i>	27
I.4 calcul de la hauteur de la zone d'équilibre	28
Organigramme de la méthodologie de calcul de <i>tads</i>	29
II Bilan enthalpique du sécheur en désorption.....	30
II.1 Détermination de la quantité de chaleur <i>qéchchf</i> cédée par le GN au sécheur	30
II.2 Détermination de la puissance nécessaire au chauffage du GN	31
III détermination du temps de refroidissement.....	31
III.1 détermination de <i>qref</i>	32
IV Coût de la consommation énergétique en régénération.....	32
IV.1 Coût du gaz naturel	33
IV.2 Coût du fuel-gaz.....	33
Chapitre IV: Calculs et résultats	
Deuxième partie : Calculs et résultats	34

Liste des abréviations

GPL :gaz de pétrole liquéfié

GN :gaz Natural

ZMT :zone transfer de masse

ppm :partie par million

t_{ads} :durée de l'adsorption

Q_{H₂O}^m :débit massique d'eau à l'entrée

Q_{GPL}^v :débit volumique du GPL

ρ_{GPL} :masse volumique du GPL

y_{H₂O}^e :teneur massique en eau (l'adsorbat) de l'alimentation

M_{H₂O}^{ads} :masse d'eau adsorbé par le lit de tamis moléculaire

m_{t,m} :masse de tamis moléculaire contenue dans le lit

C_{ads}^{eff} :capacité d'adsorption effective du tamis moléculaire

V_L :volume du lit

ε :porosité du tamis moléculaire

ρ_{t,m} :masse volumique du tamis moléculaire

C_{ads}[̄] : capacité d'adsorption pondéré

(M_{H₂O}^{ads})_{Z.S} :masse d'eau adsorbée dans la zone saturée

(M_{H₂O}^{ads})_{Z.T.M} :masse d'eau adsorbée dans la zone de transfert de matière

H_{T.M} :hauteur de la zone de transfert de masse

$q_{H_2O}^m$:débit massique spécifique d'eau à l'entrée du sécheur

U :vitesse d'écoulement du GPL à travers le lit

R_s :saturation relative du gaz à l'entrée

Q_{GPL}^m :débit massique du GPL

q_{GPL}^m :débit massique spécifique du GPL

D_p :diamètre moyenne des particules des tamis moléculaire

D_l :diamètre du lit

H_s :hauteur de la zone d'équilibre

H_T :hauteur totale

Q_{GN}^m :débit massique du GN traversant le sécheur

ΔH_{GN} :l'enthalpie massique à la température considérée

$\dot{q}_{éch}^{chf}$:débit de chaleur cédée par le gaz naturel en traversant le sécheur

t_{ch} :temps de chauffage

$q_{t,m}$:chaleur nécessaire pour chauffer le tamis moléculaire

q_{acier} :chaleur nécessaire pour chauffer l'acier

$q_{dés}$:chaleur nécessaire à la désorption

P_u :puissance utile

$C_{P,GN}$:capacité calorifique massique du GN entre 25 et 280°C

η :efficacité thermique du four

q_{ref} :quantité de chaleur reçu par le GN en traversant le sécheur

t_{ref} :durée de refroidissement

$q_{t,m}^{ref}$: quantité de chaleur nécessaire à refroidir le grain de tamis moléculaire de 200°C à 40°C qui est la température de service du sécheur lorsqu'il est en adsorption.

q_{acier}^{ref} : quantité de chaleur nécessaire à refroidir l'acier du sécheur.

C_{GN}^{ch} : coût du gaz naturel utilisé dans le chauffage pendant le cycle de régénération

U_{GN} : coût unitaire du GN

$U_{F,G}$: coût unitaire du fuel-gaz

$Q_{F,G}^m$: débit massique du fuel-gaz

P : puissance consommée par le four

$P. C. I$: pouvoir calorifique inférieur du fuel-gaz

Liste des figures

Figure I.1 : Structure de butane.....	3
Figure I.2: Structure de propane.....	3
Figure I.3: Schéma représente le processe en générale.....	5
Figure I.4 : Stockage tampon-salle controle GP2Z.....	5
Figure I.5: Représente la colonne d'adsorption (sécheur 440/6202 A/B).....	9
Figure I.6: La zone de transfer de masse au cours de temps.....	10
Figure I.7: Représente la section déshydratation	12
Figure I.8: Représente la section déshydratation-salle contrôle GP2Z.....	12
Figure I.9: Section séparation-salle controle GP2Z.....	13
Figure II.1: Différents Types du tamis moléculaires	20
Figure II.2: Tamis moléculaires types 3A et 4A.....	21

Liste des tableaux

Tableau I.1: Stockage du propane et butane	14
Tableau I.2: Spécification de la colonne de dépropanisations.....	14
Tableau I.3: Spécification d'échangeur de chaleur du dépropaniseur	15
Tableau I.4: Spécification du condenseur du dépropaniseur	15
Tableau I.5: Spécification du ballon de reflux.....	15
Tableau I.6: Spécification de pompe de reflux du dépropaniseur	15
Tableau I.7: Spécification de rebouilleur de dépropaniseur	16
Tableau II.1: Fiche technique du tamis moléculaire	21
Tableau II.2: Les propriétés du tamis moléculaire	22
Tableau II.3: Les paramètres de fonctionnemen	23
Tableau II.4: La composition de GPL a L'entrée	23
Tableau IV.1 : Présente les résultats des calculs	34
Tableau IV.2 : Présente les résultats des calculs	35
Tableau IV.3 : Présente les résultats des calculs	36
Tableau IV.4 : Présente les résultats des calculs	37
Tableau IV.5 : Présente les résultats des calculs	38
Tableau IV.6 : Présente les résultats des calculs	39
Tableau IV.7 : Présente les résultats des calculs	40
Tableau IV.8 : Présente les résultats des calculs	40
Tableau IV.9: Comparaison des <i>tads</i>	41
Tableau IV.10: Comparaison des <i>QGNm</i>	41
Tableau IV.11: Comparaison des <i>tref</i>	42
Tableau IV.12: Comparaison des coûts	42

Introduction générale :

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

De nos jours, la consommation du GPL augmente de manière significative, ce dernier représente une source importante d'énergie considérant son taux bas de pollution comparé à celui des autres combustibles classiques. Il peut être facilement condensé, stocké et utilisé, ce qui fait de lui une énergie idéale pour une large gamme d'applications.

Il est nécessaire de faire fonctionner les unités de production et traitements du GPL, nous avons la capacité de rendement maximal en raison de son importance pour le développement de notre pays et aussi éviter toute perte de notre richesse nationale.

On peut conclure que le GPL peut être l'énergie de l'avenir car il peut être utilisé dans tous les secteurs tertiaires et industriels en tant que combustible, dans la pétrochimie en tant qu'intermédiaire, dans les secteurs du transport comme combustible et source de production d'électricité.

Le but de notre travail dans le cadre du projet de fin d'étude (PFE) est d'établir une méthodologie de calcul nécessaire à la détermination des paramètres les plus importants des opérations d'adsorption et de régénération à savoir la durée de l'adsorption et la consommation énergétique nécessaire à la régénération.

Notre plan pour déduire et compléter ce projet de fin étude est concerné quatre chapitre :

- le premier chapitre :il s'agit la généralité sur le GPL et la description du complexe GP2Z
- le deuxième chapitre : parle du caractéristique du tamis moléculaire.
- En troisième chapitre : nous déterminant une méthode de calcul, qui nous permettre de calculé la durée de l'adsorption et la consommation énergétique nécessaire pendant la régénération.
- le quatrième chapitre : il s'agit que des calcul et résultats.

Chapitre 1

Généralités sur le

GPL

I. Historique

Le Complexe GP2Z a été construit en 17 mars 1973, par la société anglaise C.J.B (Company John Brown). Il avait pour mission de produire du GPL (gaz de pétrole liquide) composé essentiellement de propane et de butane. Le GPL en provenance des chantiers saharien était mélangé au condensât à 75%. Une fois séparées, le condensât était utilisé comme fluide caloporteur pour le rebouillage et la distillation avant de rejoindre RTO pour être commercialisé séparément.

Sa capacité de production était de 1 MT/An de GPL et 3MT/An de condensât. Son processus était basé sur le principe de distillation pour séparer le condensât du GPL et en suite le GPL en propane et butane.

En 1984 lors de la mise en service du GP1.Z (Jumbo GPL) et la séparation des condensats au sud, GP2.Z a été arrêté par manque de condensât dans la charge et en raison de problèmes de sécurité.

- En 1990 le complexe a redémarré après avoir subi des modifications lui permettant de fonctionner avec un fluide caloporteur autre que le condensât. Son démarrage lui a permis d'alimenter le marché national à une capacité de 0.6MT/An.
- En 1993, il a été décidé de rénover les installations afin d'augmenter progressivement sa capacité par paliers jusqu'à 2.5MT/An.
- En 1996, sa capacité a été doublée pour atteindre 1,2 MT/An.

Des travaux de modification ont été réalisés tels que : la reconversion des deux colonnes de séparation de condensât/GPL en colonnes de dépropanisations.

-La mise en place des rebouilleurs au niveau des colonnes reconverties et adaptation de leurs boucles de régulation.

-La rénovation des aëroréfrigérants et des compresseurs de système Boil of gas.

-La construction d'une nouvelle salle de contrôle et remplacement des instruments de contrôle pneumatique par le DCS.

-La rénovation des turbines à gaz, des bras de chargement, des compresseurs d'air, des postes électriques HT(60KVA) et MT(5.5KVA).

-Implantation d'une nouvelle unité de déshydratation.

En 1999 sa capacité a été augmentée à 1,8 MT/An avec des tests de performances concluants a des points de 2,5 MT/An, sa capacité actuelle a été maintenue à 1,8 MT/An. Lors de cette extension, plusieurs travaux de modification sont réalisés :

-remplacement des plateaux des colonnes de séparation de GPL par des plateaux de rendement supérieur.

-Installation de nouveaux ballons séparateurs et échangeurs de chaleur de grande capacité au niveau de la zone de réfrigération.

-remplacement des pompes de circulation du fluide caloporteur et pompes de charge de GPL par des pompes de plus grande capacité.

- En 2003, une augmentation de capacité de 2,5 MT/An est prévue pour l'an 2003. L'étendue du projet d'extension se limite dans les réalisations suivantes :

-Unité de séparation GPL de 160T/H.

-Installation d'une nouvelle unité de réfrigération.

-Augmentation de la capacité du stockage réfrigéré.

-Extension du réseau électrique basse tension.

-Installation d'un nouveau four de gas-oil.

-Une nouvelle unité de déshydratation.

I.1 Introduction

Le Gaz du Pétrole Liquéfié est un mélange gazeux, composé essentiellement de butane et de propane, mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4-18bars)[1]. L'Algérie possède des richesses naturelles et des réserves en hydrocarbures qui lui permettent de posséder à une large gamme de produits liés aux gisements de pétrole et gaz. Vu la richesse de l'Algérie en gaz et en pétrole, l'économie nationale dépend essentiellement sur l'industrie des hydrocarbures grâce à la richesse pétrolière et gazière. Le gaz pétrole liquéfié (GPL) est occupé une place très importante dans le marché mondial grâce à ces propriétés énergétiques et écologiques[2].

I.2 Présentation du complexe GP2Z [3]

Le complexe GP2/Z est l'un des deux complexes de séparation de GPL de la division liquéfaction de la branche LTH (Liquéfaction et Transformation des Hydrocarbures).

Il comporte deux trains (semi-modulaires) et un en arrêt, utilisant le procédé de distillation sous pression pour produire du propane et du butane.

I.3 Composition du GPL

Le GPL est considéré comme étant un mélange de gaz liquéfiés. Il est constitué essentiellement de propane et de butane en des proportions différentes selon la nature des gisements du pétrole traité.

La composition moyenne en général des GPL algériens se situe autour de 60% de propane et 40% de butane (dépendant de la provenance des GPL) avec des traces d'eau. Ce dernier produit dans les

unités du sud notamment a HASSI MESSAOUD et HASSI RMEL. Cet hydrocarbure constitue une source d'énergie, est transporté à l'aide d'un oléoduc d'une longueur de l'ordre de 900 KM.

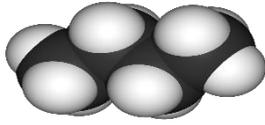


Figure I.1 : Structure de butane

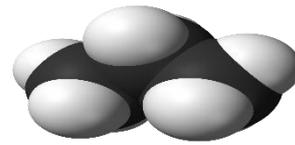


Figure I.2: Structure de propane

I.4 Source du GPL

Les gaz de pétrole liquéfiés sont obtenus principalement :

- Champs gazier et pétroliers de HASSI-RMEL et de HASSI-MESSAOUD
- Dans les raffineries de pétrole, en cours de la distillation du pétrole brut[4].
- Au cours des opérations de dégazolinage du gaz naturel sur les champs de production, pour obtenir les produits condensables (butane et propane)[4].
- Une grande partie des GPL provient des champs pétroliers (et aussi pendant la liquéfaction du gaz naturel particulièrement au niveau du stade du fractionnement du procédé).

I.5 Les caractéristique du GPL[3]

Aux conditions normales de pression et de température, le GPL est un gaz plus lourd que l'air. Le butane commercial en phase vapeur est deux fois plus lourd que l'air, et le propane commercial est une fois et demie plus lourd.

- Les GPL sont non corrosifs à l'acier, au cuivre et à l'alliage du cuivre et d'aluminium.
- Les GPL sont incolores, que ce soit en phase liquide ou vapeur.
- Les GPL sont légèrement toxiques à l'état liquide ou vapeur.
- Les GPL pour des raisons de sécurité, un additif le mercaptan doit être ajouté et ce pour sa détection a l'odorat.

I.6 GPL dans l'agriculture [5]

L'utilisation du GPL dans ce secteur est orientée vers l'agriculture, et certain culture sous-verre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme, il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage...).

I.7 GPL dans pétrochimie [5]

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 10 %. Il est utilisé comme charge pour le vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines. Le butane et le propane sont obtenus dans la production du butadiène et des propylènes considérés comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs. Le butane est aussi utilisé dans la fabrication de MTBE qui sert comme booster d'octane des essences. Il est ainsi utilisé comme charge pour les unités d'alcoylation. Le propane et le butane sont utilisés pour la production d'acétaldéhyde, formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone.

I.8 Domaine utilisation du GPL [3]

Parmi les principales utilisations des GPL, on peut citer :

- La combustion.
- La climatisation.
- Matière première pour l'industrie, comme l'utilisation des GPL dans les centrales pour la production de l'énergie de l'électricité.

I.9 Risque provenant du GPL [5]

- Les GPL sont fréquemment stockés à l'état liquide sous pression, la fuite du liquide peut, par évaporation rapide, donner un grand volume de gaz inflammable difficile à maîtriser.
- La limite inférieure d'inflammabilité du gaz approximativement à 2% du volume du gaz dans l'air. Une petite portion de gaz dans l'air peut donner un mélange inflammable qui peut être enflammé par un élément chaud ou une étincelle à distance d'un point de fuite.
- Les GPL liquides par évaporation peuvent causer des brûlures sévères, des protections individuelles (vêtements de protection, gants, lunettes). doivent être portés.

II Description générale du processus

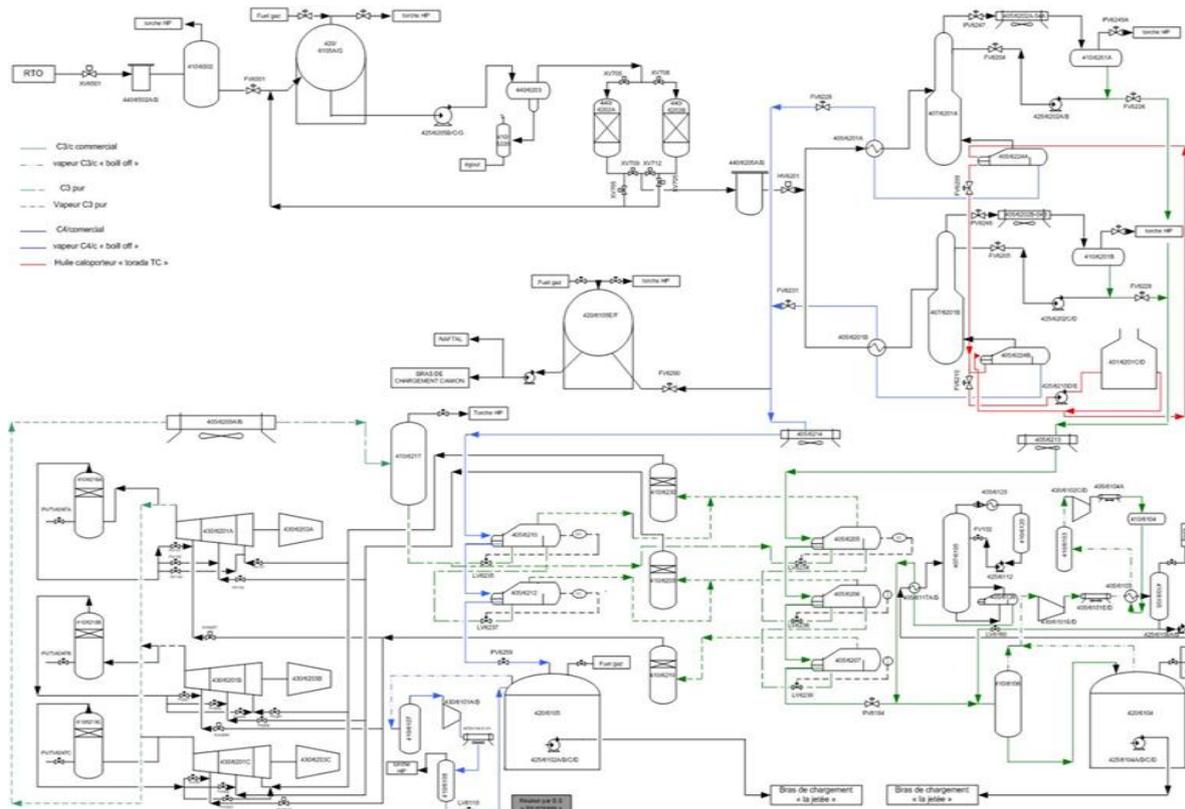


Figure I.3: Schéma représenté le processus en générale [3].

II.1 Section stockage tampon [6]

La charge de GPL, en provenance des champs sahariens, est réceptionnée au niveau d'une station de détente (stockage tampon). Cette section a pour fonction de recevoir le GPL et de le stocker dans les sphères de charge avant de l'envoyer vers la section de déshydratation qui constitue la phase suivante du traitement. Elle comprend deux sphères A/B d'une capacité de 1100 m³ chacune et 04 pompes de charge A/ B/ C/ D. Chaque sphère comporte 02 soupapes : les soupapes sont tarées à 16 bar pour la sphère A et à 11,2 bar pour la sphère B. Le GPL est stocké à température ambiante et à la pression de 8 bars. En cas d'augmentation de pression, la vanne s'ouvre vers torche via le ballon de combustible.

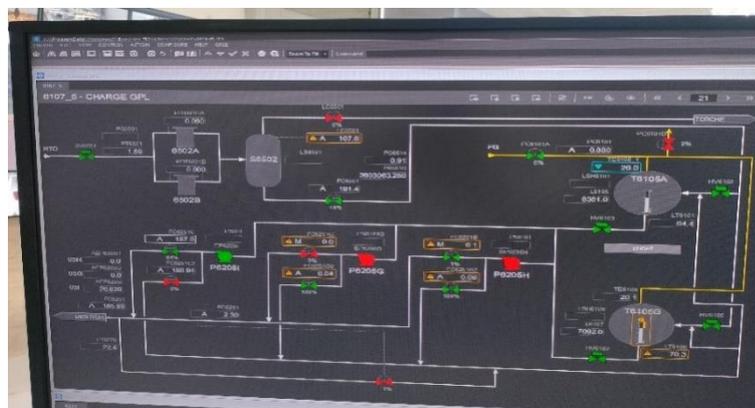


Figure I.4 : Stockage tampon-salle controle GP2Z

II.2 Section déshydratation

II.2.1 Introduction

La présence d'eau dans GPL entraîne nombreux problèmes pour l'exploitation, suivant les conditions de température et de pression qui régnent dans une installation ; la vapeur d'eau peut se condenser et provoquer ainsi la formation des hydrates, ou bien se solidifier ou favoriser la corrosion si le gaz contient des composants acides.

Il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz de pétrole liquéfié pour éviter de tels problèmes grâce à des techniques de traitement appropriées.

La déshydratation du GPL est réalisée par divers types de processus tel que absorption, adsorption etc. dans notre travail, Nous verrons le procédé de déshydratation par adsorption. La section de déshydratation, dans l'industrie de traitement du GPL, permet d'éliminer l'eau contenue dans le GPL d'alimentation en utilisant des tamis moléculaires qui adsorbent les molécules d'eau afin d'éviter tout givrage dans la section de réfrigération et les conduits de transport ou des installations [9].

L'écoulement à travers la colonne, pendant l'adsorption, se fait du bas vers le haut [23], dans la première colonne en traversant le lit adsorbant de tamis moléculaires. Les tamis se trouvent donc hydratés, et cette colonne commencera son cycle de régénération [24].

A tout instant, une colonne est en ligne pour l'adsorption et la deuxième est en régénération.

Cette section est constituée par les équipements suivants :

- un coalesceur d'alimentation.
- deux sécheurs (adsorbants) A/B.
- deux filtres de GPL A/B.
- un préchauffeur des gaz de régénération.
- un aérocondenseur des gaz de régénération.
- un séparateur des gaz de régénération.

II.2.2 But de la déshydratation

La déshydratation a pour but d'éliminer l'eau libre et l'eau dissoute et ce, afin d'éviter la formation d'hydrates au niveau des équipements en aval. En effet, le procédé nécessite l'abaissement de la température en dessous de 0 °C, ce qui exclut toute présence d'eau dans les installations

II.2.3 Les hydrates [7]

Les hydrates sont des combinaisons physiques entre l'eau et les autres composés pour produire un solide qui a l'apparence d'un glaçon mais possédant une structure différente que celle d'un glaçon.

II.2.4 Donnée de base [3]

- L'unité est conçue pour déshydrater 1.2 MT/An de GPL.
- L'eau dissoute dans le GPL d'alimentation est de 100 ppm en (Poids) et sera réduite à moins de 1 ppm à la sortie des sécheurs.
- Un tamis moléculaire est utilisé comme lit solide déshydratant du sécheur.
- L'unité fonctionne en continu, sous un contrôleur automatique et séquentiel.
- Le temps d'adsorption est de 24 heures.
- Les deux adsorbants (un en service l'autre en régénération) fonctionnent en alternance de leur capacité.

L'eau est adsorbée par les tamis moléculaires et vaporisée par le gaz chaud lors de la régénération. La vapeur d'eau entraînée par le fuel gaz est condensée dans le refroidisseur 405/6229 et séparée dans le ballon séparateur 410/6214. Cette eau est drainée à l'atmosphère sous contrôle de niveau et le gaz est acheminé vers le réseau de fuel gaz.

L'adsorbant est refroidi par la circulation de gaz froid en by passant le réchauffeur 405/6203, lorsque le cycle de refroidissement est achevé, l'adsorbant est rempli de GPL et dépressurisé. Ensuite il sera en attente jusqu'à sa remise en adsorption pour un nouveau cycle.

II.3 Procédé de séchage

Les procédés de déshydratation du GPL peuvent être divisés en deux catégories :

- Déshydratation du GPL par absorption.
- Déshydratation du GPL par adsorption.

II.3.1 Séchage par absorption [8]

Le liquide absorbant doit être disponible selon une variété de conditions, pour pouvoir être utilisé pour la déshydratation, c'est à dire:

- Grande affinité pour l'eau.
- Absence de caractère corrosif (moindre coût).
- Stabilité pendant la régénération.
- Facilité de régénération.
- Faible pression de vapeur à la température de contact.
- Déshydratation faible et tendance à former une mousse et une faible viscosité.

En effet, Le di-éthylène glycol (DEG) et le tri-éthylène glycol (TEG) sont les deux composés organiques qui répondent d'une manière satisfaisante à toutes ces exigences.

II.3.2 Déshydratation par adsorption

L'adsorption est un transfert de matière d'une phase gazeuse à une phase solide appelé dessiccant contrairement à l'absorption. Lorsque les molécules contenues dans un courant de fluide sont amenées en contact avec une surface solide, elles vont être maintenues à la surface par des forces qui dépendent de la nature chimique et physique à la fois du solide et des molécules gazeuses [8].

Les molécules, ions ou atomes formant la surface d'un solide sont soumis à des forces dissymétriques qui se traduisent par un champ de forces attractives. Ce champ a une portée limitée à des distances de l'ordre de grandeur des dimensions des atomes.

Il est tout de même suffisant pour attirer les molécules de gaz (ou de liquide) situées au voisinage immédiat l'interface. Ce sont des forces qui provoquent la fixation des molécules à la surface.

L'adsorption d'un fluide par un solide se manifeste donc par l'existence, à l'interface solide fluide d'une couche ou la répartition des molécules est différente de celle régnant au sein du fluide.

Si on plonge un adsorbant dans un fluide, la composition de ce dernier varie plus au moins vite jusqu'à atteindre une valeur d'équilibre.

L'adsorption est un processus spontané toujours exothermique.

Suivant la grandeur des énergies mises en jeu, le phénomène d'adsorption présente des caractéristiques qui permettront de le classer soit dans la catégorie de l'adsorption physique soit dans l'adsorption chimique[9].

II.3.3 Différent types d'adsorbant utilisé pour la déshydratation

Il existe 4 dessiccant principaux utilisées dans les applications du GPL :

- Le gel de silice.
- Le gel d'alumine.
- L'alumine activée.
- Les tamis moléculaires.

III Description du phénomène d'adsorption

III.1 Colonne d'adsorption

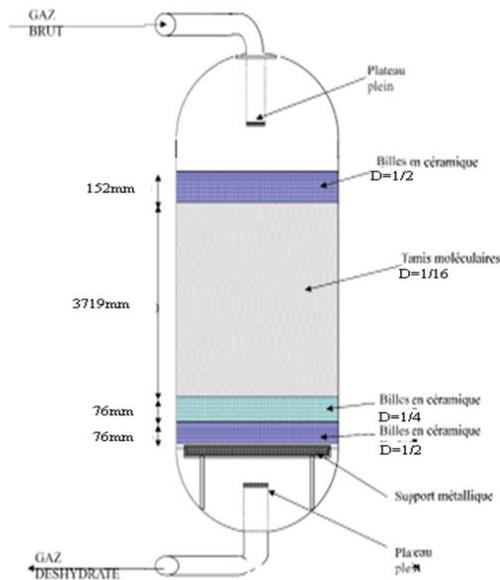


Figure I.5: Représente la colonne d'adsorption (sécheur 440/6202 A/B) [3].

III.2 Concept de zone de transfert de masse

A l'intérieur de la colonne d'adsorption contenant du tamis moléculaire, la quantité de matière pouvant être adsorbée du fluide porteur au lit de tamis moléculaire, s'effectue au sein d'une zone appelée : zone de transfert de masse.

Par définition, cette zone est la partie du lit dans laquelle la teneur en adsorbat diminue de la concentration initiale (à l'entrée) à la concentration finale (à la sortie).

La zone de transfert de masse est influencée par :

- La vitesse superficielle du fluide à traiter
- La concentration de l'adsorbat dans la charge
- Pureté attendue de la charge (présence de molécules concurrentes)[10].

La zone de transfert de masse est égale à 1/3 de la zone de saturation, il est également courant d'ajouter 0.3 à 0.6 m de desséchant au fond du lit qui agissent comme sécurité pour éviter de faire sortir le point de percée du lit. Dans la pratique on limite le temps du cycle d'adsorption quand $t_{cycle} = t_{rupture}$

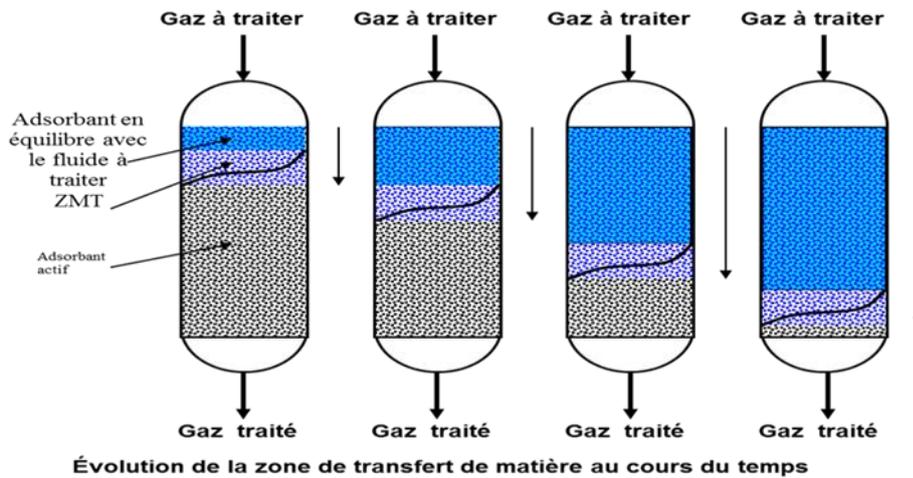


Figure I.6: La zone de transfert de masse au cours de temps [3].

IV Régénération

Pour la description des cycles de régénération, on suppose que l'adsorbeur a atteint les 24 heures d'adsorption (durée d'adsorption du tamis moléculaire), en vu du cycle de régénération et qui se compose des étapes suivantes :

Drainage	: 02 heures
Dépressurisation	: (6 min)
Chauffage	: 12 heures
Refroidissement	: 06 heures
Pressurisation	: (6 min)
Remplissage	: 02 heures
Attente	: 2,8 heures

IV.1 Drainage

Le but de la séquence de drainage est de chasser le produit GPL de l'absorbeur vers les sphères de stockage tampon par le fuel gaz à haute pression (14 Bars)

IV.2 Dépressurations

Le sécheur est dépressurisé par excitation de l'électrovanne pour permettre le passage de l'air instrument. Le contrôleur de pression s'ouvre la vanne et l'adsorbeur est dépressurisé vers la torche jusqu'à la pression de gaz de régénération qui est de l'ordre de 11 à 12 bars Une fois que cette pression est atteinte, la vanne se désactive pour la fermeture.

IV.3 Chauffage

Le cycle de chauffage est le plus important du cycle de régénération. Durant cette séquence, l'eau adsorbée est complètement éliminée du tamis moléculaire. Le chauffage du tamis moléculaire sera effectué du bas vers le haut (sens inverse de fonctionnement normal de l'opération d'adsorption).

Après la dépressurisation de l'absorbeur, les Vannes s'ouvrent graduellement pour établir une circulation du gaz de chauffage à travers le réchauffeur (l'économiseur de la turbine). Le gaz de régénération est véhiculé vers le four.

Le débit de fuel gaz qui est de l'ordre est chauffé graduellement pour atteindre une température de 280 °C à la sortie du sécheur. Les gaz chaud circule du bas vers le haut à travers le lit, l'eau adsorbée par le tamis moléculaire est vaporisée et évacuée avec le gaz vers le refroidisseur ou il est refroidi et la vapeur d'eau est condensée et séparée dans le séparateur.

IV.4 Refroidissement

A la suite de la séquence de chauffage, le sécheur doit être refroidi à la température de service. Le gaz de refroidissement passe directement du bas vers le haut à travers le lit où la température de ce dernier baisse progressivement jusqu'à la température de service qui est de l'ordre 20 à 40°C ou 50°C.

IV.5 Remplissage

A cette étape, la vanne de remplissage reçoit l'ordre de s'ouvrir, pour permettre l'admission du liquide GPL par le bas de l'absorbeur. Au fur et à mesure que le niveau monte dans le sécheur le gaz emprisonné se comprime en créant l'augmentation de pression ; lorsque cette dernière atteint le point de consigne du contrôleur de pression, le surplus est évacué vers la torche.

IV.6 Attente

Après la remise sous pression, le GPL liquide peut être réintroduit dans la colonne, la vanne s'ouvre pour admettre un faible débit de GPL liquide dans la colonne. En même temps, le contact de niveau est mis en service.

Au fur et à mesure que le GPL liquide remonte dans la colonne, le gaz est refoulé sous contrôle de pression en tête. Lorsque le niveau de liquide atteint, la vanne se ferme, l'absorbeur demeure en stand by et prêt à être remis en fonction d'absorbeur. Cette opération demande environ une durée de 2 heures

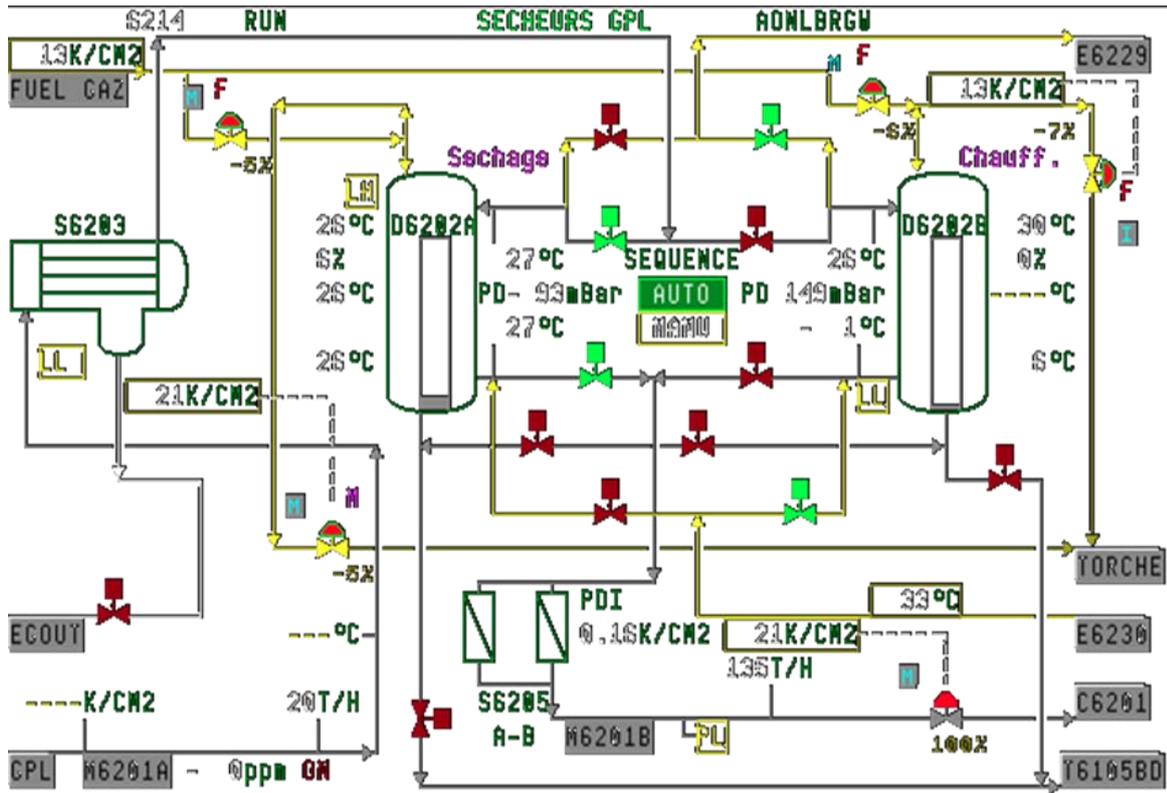


Figure I.7: Représente la section déshydratation [13].

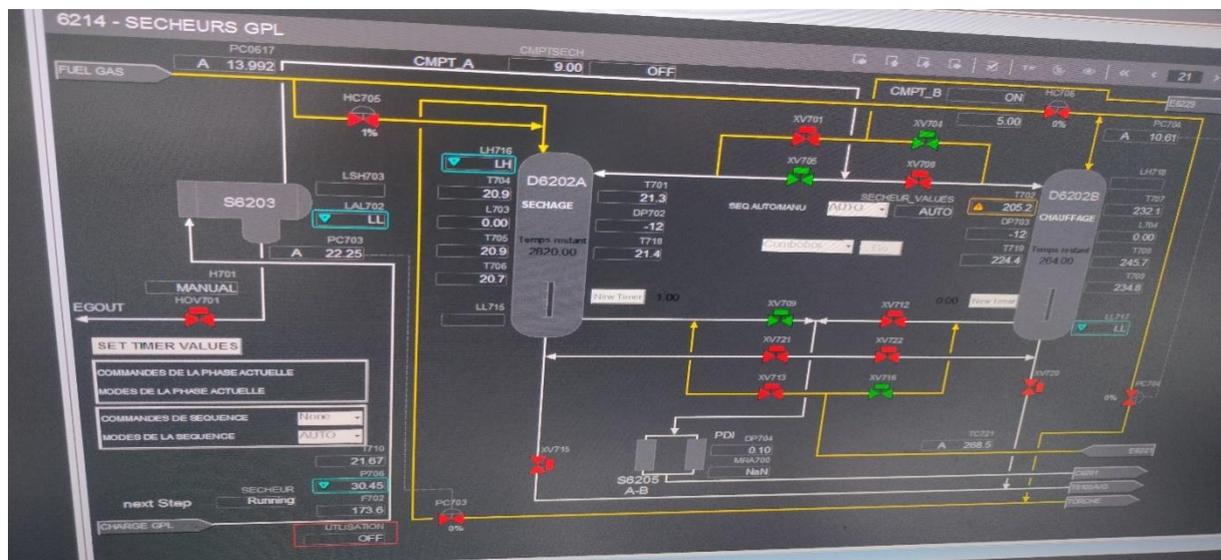


Figure I.8: Représente la section déshydratation-salle contrôle GP2Z

V Section séparation :

L'unité de séparation a été conçue pour séparer le mélange de la charge de GPL en propane commercial comme produit de tête de colonne, et en butane commercial comme produit de fond de colonne. Elle est constituée de deux splitter 407/6201 A & B.

Le GPL sous contrôle du FC 6203 (FC 6204), passe du côté faisceaux dans le préchauffeur 405/6201 A & B ; par contre, le butane soutiré du fond de la colonne passe du côté calandre du

préchauffeur 405/6201 A & B sous contrôle de niveau LC 6201 et LC 6202. Si la température initiale du GPL est suffisante pour réaliser le flash dans la colonne, le préchauffeur est by-passé grâce au TIC 6213 et TIC6214. L'alimentation de GPL se fait au niveau du plateau n°24.

Les deux colonnes comprennent 46 plateaux chacune : 22 plateaux de type vortex pour la section concentration et 24 plateaux de type super frac pour la partie épuisement. Le rebouillage du fond de colonne est assuré par le rebouilleur 405/6224 A & B de type Kettle ou BKU selon les normes TEMA, où l'huile Torada TC circule du côté faisceaux après avoir été chauffée au niveau du four 401/6201 A. Le TC 6258 et TC 6271 contrôle la température de l'huile en agissant sur la vanne FV6219 et FV6220. Les vapeurs formées dans le rebouilleur s'échappent par trois sorties pour rejoindre les colonnes selon deux alimentations situées au-dessous du 46ème plateau.

Au sommet de la colonne, les vapeurs produites rejoignent les aérocondenseurs 405/6202 A & B et 405/6204 A & B sous le contrôle de la PC 6247 et PC 6248.

La sortie des aérocondenseurs à tirage induit est reliée au ballon de reflux 410/6201A & B, qui est constituée de deux soutirages : le premier assure l'expédition du propane vers l'aérocondenseur 405/6213 à tirage induit sous contrôle de niveau LC 6226A et LC 6227A, le deuxième représente le reflux contrôlé par la FC 6205 et FC 6206.

Son introduction dans la colonne se fait au-dessous du 1er plateau grâce à deux pompes (425/6202 A & B et 425/6202 C & D).

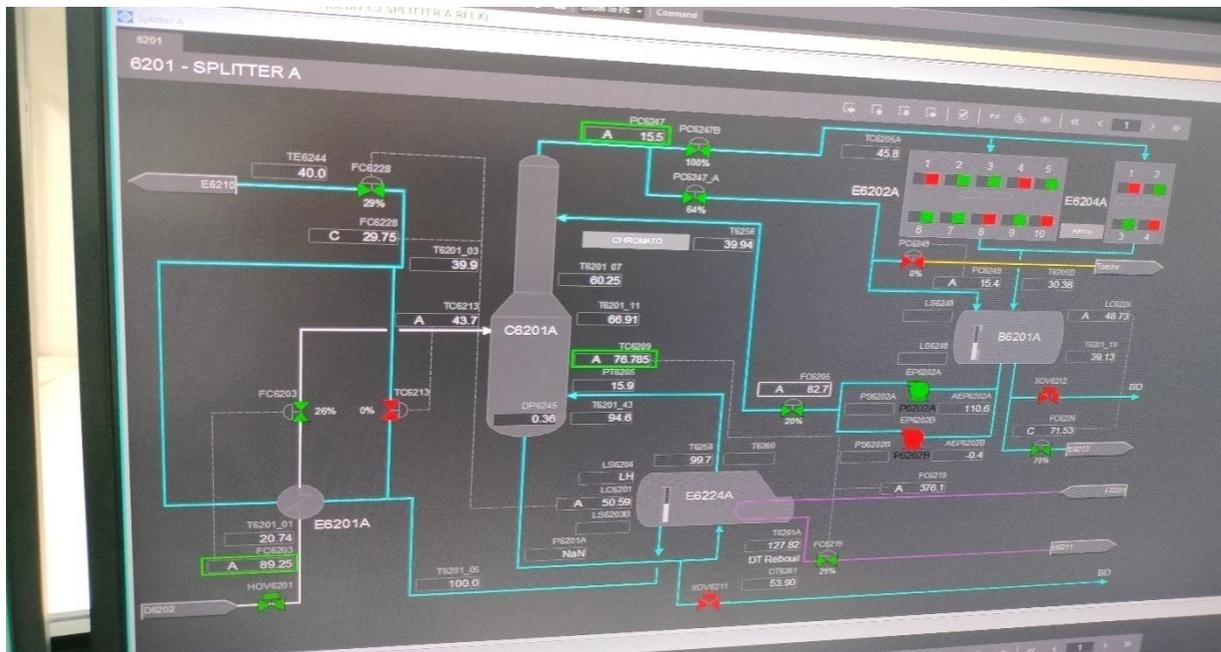


Figure I.9: Section séparation-salle controle GP2Z

V.1 Paramètre de fonctionnement des deux colonne A et B

V.1.1 Paramètre de fonctionnement en exploitation [11]

Débits

- Débit d'entrée du GPL = 87.5 T/hr.
- Débit de reflux de propane = 110 T/hr.
- Débit de propane vers réfrigération = 46.2 T/hr.
- Débit de butane sortie de colonne = 263 T/hr.
- Débit de butane vers réfrigération = 41.3 T/hr.
- Débit de TORADA TC vers rebouilleur = 421 T/hr

Pressions

- Pression d'entrée du GPL = 22.5 bars.
- Pression tête de colonne = 19.8 bars.
- Pression TORADA TC vers rebouilleur = 7.6 bars.

Températures

- Température d'entrée du GPL = 60.8 °C.
- Température tête de colonne = 57.4 °C.
- Température reflux = 49.5 °C.
- Température fond de colonne = 106.3 °C.
- Température TORADA TC vers rebouilleur = 190 °C

V.1.2 Stockage propane et butane

	PRESSION	TEMPERATURE
Propane commercial réfrigéré	1,1 bars	- 45 °C
Butane commercial réfrigéré	1,1 bars	- 15 °C
Butane commercial ambiant	8 à 9 bars	0 à 38 °C

Tableau I.1: Stockage du propane et butane [11]

VI Description de l'installation

VI.1 Colonne de dépropanisations 407/6201/A/B

N° de l'équipement	407/6201/A/B
Type de plateau	Vortex/ Super frac
Nombre plateaux Vortex	11 en tête de colonne
Nombre plateaux Super frac	35 en dessous des plateaux Vortex
Espacement plateaux Vortex	609,6 mm
Espacement plateaux Super frac	410 mm

Tableau I.2: Spécification de la colonne de dépropanisations [11]

VI.2 Préchauffeur d'alimentation du dépropaniseur

N° de l'équipement	407/6201/A/B			
Fiche technique	Calandre		Tube	
Matériaux	SA 285°C		SA179	
Dimensions	Diamètre 1.15m		1426 de 1,9cmx7, 3m	
Nombres de passes	1		1	
Produit	Butane		GPL	
	Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
Température °C	108.3	65.8	38	60.8
Débit T/hr	41.3		87.5	

Tableau I.3: Spécification d'échangeur de chaleur du dépropaniseur [11]

VI.3 Condenseur du tête du dépropaniseur

N° de l'équipement	405/6202/A/B
Matériaux /spécification	SA 285 A
Débit	154316 Kg/hr
N° de l'équipement	405/6204/A/B
Matériaux /spécification	SA 285 C
Débit	53010 Kg/hr

Tableau I.4: Spécification du condenseur du dépropaniseur [11]

VI.4 Ballon de reflux

N° de l'équipement	410/6201/A/B
Dimensions	2,4 x 6,805 m
Pression de la marche	19,98 à 22,1 kg/cm ²
Température de la marche	66,232°C

Tableau I.5: Spécification du ballon de reflux [11]

VI.5 Pompe de reflux du dépropaniseur

N° de l'équipement	425/6201/A/B
Type	Horizontale et sans amorçage
Perte de charge de la pompe	11,0 kg/m ² (237 m)
Température	65°C
Débit	344m ³ /h

Tableau I.6: Spécification de pompe de reflux du dépropaniseur [11]

VI.6 Rebouilleur du dépropaniseur

N° de l'équipement	405/6224/A/B			
Fiche technique	Calandre		Tube	
Dimensions	Diamètre 1.15m		1426 de 1,9cm x 7,3m	
Nombres de passes	1		1	
Produit	Entrée	Sortie	Entrée	Sortie
Température °C	106.3	108.3	190	135
Perte de charge	0,1 kg/cm2		0,7 kg/cm2	
Débit Liquide T/hr	263	41.3	421	

Tableau I.7: Spécification de rebouilleur de dépropaniseur [11]

VII La section de réfrigération [12]

Le but de cette section est de refroidir les produits finis à leur température de stockage (-44 pour le propane et -11°C pour le butane). Les produits sont réfrigérés par des chiller suivant un cycle fermé formant une boucle de réfrigération au propane (Le fluide utilisé comme réfrigérant est le propane pur). Le propane est évaporé dans les échangeurs de chaleur, cette évaporation provoque l'abaissement de température du produit à réfrigérer. Les produits finis sont ensuite canalisés vers les bacs de stockage.

VII.1 Le propane commerciale C3

Le propane commercial provenant des deux ballons de reflux A pour le train A et le B pour le train B est acheminé sous contrôle de niveau vers l'aéroréfrigérants, puis il entre dans le réfrigérant (chiller) de l'étage HP à une température de 40 °C et sort à une température de 14,3 °C. A la sortie du chiller, le produit passe par la déshydratation de garde conçue pour le séchage du propane commercial. La teneur de ce dernier doit être inférieure à 1 ppm à la sortie de la déshydratation afin d'éviter toute formation d'hydrates (cause de bouchage) puis le produit passe à l'étage MP à travers un 2ème chiller, d'où il sort à une température de 14.6°C. Le propane commercial passe ensuite à l'étage BP de réfrigération à travers un 3ème chiller d'où il sort à une température de -37,7 °C.

Le produit réfrigéré, passe alors par le ballon flash (ballon de détente) qui n'est pas le cas actuel où il est détendu à 0.4 bar pour atteindre la température de -45 °C qui n'est autre que la température de

stockage du produit fini au niveau du bac de stockage du propane réfrigéré. Le produit est finalement expédié vers le bac de stockage au moyen d'une pompe.

VII.2 Le butane commerciale C4

Le butane commercial produit au fond des deux colonnes de dépropanisations est acheminé sous contrôle de niveau vers l'aéroréfrigérants. Il entre ensuite au niveau de l'étage HP du chiller à une température de 40 °C et sort à une température de 14,6 °C. Le produit est admis ensuite à l'étage BP au niveau du chiller d'où il sort à une température de -11 °C puis il est acheminé vers le bac de stockage de butane où une température de -15 °C.

Le butane ambiant, quant à lui, est obtenu en envoyant une partie du produit sortant de l'aéroréfrigérants vers les sphères de butane ambiant. Les sphères de butane ambiant sont maintenues à pression de 8 bar au moyen de la vanne de pression qui fait partie du circuit fuel gaz.

Le butane commercial à la sortie de l'aéroréfrigérants se dirigera vers les sphères de butane ambiant ce qui permet le remplissage de ces dernières.

VII.3 Circuits de propane pur (réfrigérant) [13]

Le propane pur est stocké dans le ballon du propane réfrigérant 410/6217 à une pression d'environ 16 bars et à une température avoisinant les 40°C. Le ballon alimente sous contrôle de niveau les deux Schiller haute pression côté calandre.

Le propane pur entre respectivement dans les Schiller (405/6205) et (405/6210) à une pression de 6 bars et à une température de 11.8°C, le 1^{er} stade de refroidissement correspond à la haute pression : HP

Le Schiller (405/6205) alimente le Schiller du 2^{ème} stade de refroidissement du propane commercial le (405/6206) et le Schiller (405/6210) alimente le Schiller du 2^{ème} et dernier stade de refroidissement du butane commercial le (405/6212).

Le propane pur entre respectivement dans les Schiller (405/6206) et (405/6212) à une pression de 1.8 bars et à une température de -16.9°C. Le 2^{ème} stade de refroidissement correspond à la moyenne pression : MP.

Au niveau du 3^{ème} stade de réfrigération il n'y a que le propane commercial qui est refroidi le butane ayant terminé son cycle. Le Schiller (405/6206) alimente le Schiller du 3^{ème} stade de refroidissement du propane le (405/6207) à une pression de 0.5 bars et à une température de -40.3°C. Le 3^{ème} stade de refroidissement correspond à la basse pression : BP.

A chaque étage, les vapeurs des Schiller sont reprises par le compresseur via des ballons séparateurs qui permettent d'éliminer toutes gouttelettes de liquide entraînées avec les vapeurs de propane. Elles sont comprimées dans un compresseur centrifuge étagé entraîné par une turbine à gaz et refoulées vers les aéroréfrigérants (405/6209/A/B) pour être condensées et retournées au ballon

(410/6217) pour un nouveau cycle.

VIII Section Boil off [3]

La section Boil Off à pour objet de récupérer les vapeurs de propane et butane commerciaux produits dans leurs bacs de stockage respectifs.

Les vapeurs sont récupérées dans des bacs par des compresseurs, condensées dans des aérocondenseurs récupérés dans des ballons puis retournées vers leurs bacs respectifs.

Le système Boil Off empreinte des circuits différents selon que l'unité soit en marche (turbine en service) ou à l'arrêt (turbine à l'arrêt).

VIII.1 Circuit de récupération du propane [3]

Les compresseurs Boil Off 430/6101/B ou 430/6102/A/B aspirent les vapeurs de propane émises au niveau du bac 420/6104 et les vapeurs émises au niveau du ballon flash (410/6206) Via la PIC 6254 à une pression de 0,4 bars et à une température de -44.3°C. Les vapeurs sont ensuite refoulées vers les aérocondenseurs 405/6104 puis rejoignent le Schiller 405/6102 côté tube à une pression de 7 bars et à une température de 60°C où elles seront refroidies par du propane réfrigérant puis dirigées vers le ballon 410/6102. Le propane ainsi condensé rejoint le bac 420/6104 via la LV 6108. Les vapeurs émises au niveau du ballon 410/6102 sont envoyées via la PIC 6152 soit vers le circuit fuel gaz soit vers le réseau torchère.

IX Section stockage

IX.1 Section de stockage butane ambiants [14]

Le butane ambiant, de même, composition que le butane commercial, est stocké dans les sphères 420/6501E-F qui ont une capacité de 1115 m³. Le butane est soutiré de puis l'aérocondenseur 405/6214 il est stocké à température ambiante mais à une pression supérieure à la pression atmosphérique variant entre 7 et 8,5 bars.

IX.2 Chargement camion du butane ambiant [3]

Les installations de chargement camions sont conçues pour permettre le chargement du butane ambiant via respectivement les MOV 6105/E/F des sphères 420/6105/E/F. Le butane est transféré par les pompes 425/6205/E/F lorsque le transfert s'effectue du complexe GP2Z vers NAFTAL.

X Propane réfrigéré

X.1 Section stockage de propane réfrigéré [14]

Ce réservoir assure le stockage du propane à la pression atmosphérique et à une température de -45 °C. Le bac est munit de trois soupapes de sécurité tarées à différents paliers de pression respectivement à 1010, 1030 et 1060 mm H_2O .

X.2 Chargement navire du propane réfrigéré [3]

Le chargement navire se fait au moyen des pompes immergées, les 425/6101/G, /H, et /I. Le débit minimum est maintenu par la PIC 6165. Le remplissage des navires se fait au niveau de la S1 qui dispose de deux bras de chargement les 461/6401/A et /B. Le refroidissement de la ligne de chargement se fait par la pompe 425/6101/J qui aspire du propane réfrigéré et le retourne vers le bac 420/6104.

XI Butane réfrigéré

XI.1 Section stockage de butane réfrigéré [15]

Cette capacité a pour but d'assurer le stockage du butane à la pression atmosphérique et à une température de -15°C. Le bac est muni de trois soupapes de sécurité tarées à différents paliers de pression respectivement à 1010, 1030 et 1060 mm H_2O .

XI.2 Chargement navire du butane réfrigéré [3]

Le chargement navire se fait au moyen des pompes immergées : les 425/6104/G et I pour les grands débits et par la 425/6104 /D pour des débits moindres. Le débit minimum est maintenu par la PIC 6167. Le remplissage des navires se fait au niveau de la S2 qui dispose de deux bras de chargement les 461/6401/C et D et de la S3 qui dispose de deux bras de chargement les 461/6401/E et F.

XII Les utilités [3]

Ils sont constitués des réseaux suivants :

- Réseau fuel gaz

Il est destiné à alimenter les fours de rebouilleur, turbines, les pilotes de torches et le stockage de GPL et butane.

- Réseau d'électricité.
- Réseau d'air instrument.
- Réseau gaz inerte (azote).
- Réseau méthanol.
- Réseau d'eau d'incendie

Chapitre II les tamis moléculaire

I Les tamis moléculaire

I.1 Introduction

Les tamis moléculaires sont différents des agents adsorbants traditionnels principalement par leur aptitude à adsorber des petites molécules tout en excluant de grandes molécules, si bien que des séparations peuvent être effectuées basées sur les différences de tailles des molécules [16].

Les tamis moléculaires sont des aluminosilicates de métaux hydratés cristallins offrant un certain nombre de propriétés inhabituelles.



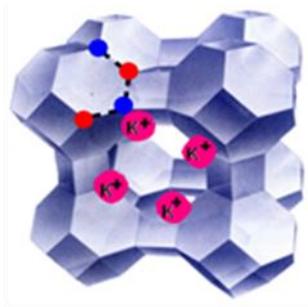
Figure II.1 ;Différent Types du tamis moléculaires [17]

I.2 Différents formes du tamis moléculaire

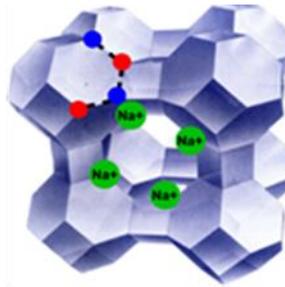
Les tamis moléculaires utilisés en traitement de gaz sont des silicoaluminates dont la structure cristalline forme des cavités constituant un réseau microporeux à l'échelle moléculaire. Cette structure comporte des cations qui ont un rôle de compensation de charge, selon leur nature, la taille des cavités d'accès varie.

Bien que les structures cristallines de certains tamis moléculaires soient quelque peu différentes, deux types A et X sont les plus connus et les plus importants autant qu'agents adsorbants commerciaux.

Les tamis de structure A, selon la nature du cation de compensation, la taille des cavités d'accès peut être de l'ordre de 3°A (tamis 3A), de 4°A (tamis 4A) ou de 5°A (tamis 5A). En sélectionnant un tamis de type 3A ou 4A, il est possible d'absorber l'eau au sein de la structure microporeuse tout en excluant les hydrocarbures.



Tamis moléculaire 3A



Tamis moléculaire 4A

Figure II.2: Tamis moléculaires types 3A et 4A [17]

Les tamis moléculaires permettent d’obtenir des puretés du gaz traité élevées (teneur en eau de l’ordre de 1 ppm).

Au moment de sa formation, ce réseau cristallin est rempli d’eau mais par le chauffage modéré, l’humidité peut être éliminée des cavités sans modifier la structure cristalline.

Les tamis moléculaires sont des aluminosilicates de métal cristallin avec une structure d’interconnexion tridimensionnelle formée de tétraèdres d’alumine ou de silice, les tétraèdres sont formés par quatre atomes d’oxygène entourant un atome de silice ou d’aluminium.

Les tamis moléculaire utiliser dans le traitement du gaz au niveau du GP2Z sont les tamis UOP type 4A-DG TRISIV 1/8”.

II Description

Le tamis moléculaire UOP TYPE AG-DG est un adsorbant a base d’alumino –silicate, il adsorbe les molécules avec un diamètre critique jusqu’à 4 Angstrom.

II.1 Fiche technique du tamis moléculaire

Propriétés	Caractéristiques	
Diamètre nominale des pores	4	°A
Diamètre des particules	1.6	Mm
Densité tassée	700	kg/m ³
Chaleur de désorption de l’eau	1800	kcal/kg d’eau
Teneur en eau résiduelle	2	%
Capacité en eau à l’équilibre	21	%
Capacité calorifique	0.22	kcal/kg°C

Tableau II.1: Fiche technique du tamis moléculaire [18]et[19]

II.2 Types et dimension du tamis [17]

Le tamis moléculaire utilisé pour la déshydratation du GPL est de type 4°A. Ce dessiccant adsorbe les molécules ayant un diamètre effectif inférieur à 4°A y compris H_2S , CO_2 l'éthane et les hydrocarbures les plus légères, en excluant toutes les molécules ayant un diamètre effectif supérieur à 4°A.

Les usines de GPL préfèrent utiliser des granulés, car les granulés de petits diamètres offrent une surface plus importante par unité de volume pour le transfert de masse.

II.3 Formule chimique



II.4 Régénération du tamis moléculaire [20]

Le phénomène d'adsorption se traduit à l'équilibre par un état de saturation, le tamis moléculaire saturé n'adsorbe plus.

Trois méthodes sont utilisées pour adsorber les produits adsorbés. Une diminution de la quantité adsorbée à l'équilibre peut être obtenue, soit en augmentant la température, soit en diminuant la pression partielle de l'adsorbât, ou encore par une combinaison des deux moyens.

II.5 Propriété du tamis moléculaire types 4A-DG trisivtm 1/8

PROPRIETE TYPIQUE	4A-DG TRISIV™ 1/8''
Formule de la particule	Extrudé trilobique (brevet UOP)
Diamètre de la particule	3.2 mm
Masse volumique apparente (kg/cm^3)	641
Résistance a l'encrassement	8
Chaleur d'adsorption (kJ/kg h20	4186
Capacité en eau a l'équilibre (%wt)**	22
Teneur en eau résiduelle (a l'expédition)	<1.5

Tableau II.2: Les propriétés du tamis moléculaire [21]

** kg H_2O /100kg d'adsorbant activé à 23.3 hpa. 25 °C

II.6 Paramètre de fonctionnement

DEBIT DE CHARGE GPL	195000kg/hr
---------------------	-------------

DIRECTION DE L'ÉCOULEMENT GPL	Vers le bas à travers couches
PRESSION DE DESIGN	39kg/cm ² (555psia)
PRESSION DE SERVICE	24kg/cm ² (341psia)
TEMPERATURE DE SERVICE	280°C
TEMPERATURE DE DESIGN	A déterminer

Tableau II.3: Les paramètres de fonctionnement [21]

II.7 Composition a l'entrée

COMPOSITION	POURCENTAGE
ETHANE	1-2%
PROPANE	62-65%
I-BUTANE	13-15%
N-BUTANE	23-30%
I-PENTANE	21ppm
H₂O	320PPM

Tableau II.4: La composition de GPL a L'entrée [21]

II.8 Composition a la sortie [21]

- Débit GPL 195000 kg/hr
- H₂O <1PPM
- Lit de tamis moléculaire 9990 kg de UOP MOLSIV 4A(1/16)
- Dimension 2286*4801 mm
- Profondeur du lit 3719 mm
- Température minimum design 14°f -10°C at 555 psia 3827 kpa
- 76 mm couche billes céramique de ½’’ pour le support du lit (partie supérieure)
- 76 mm couche de billes céramique de ¼ ‘’ pour le support du lit
- 76 mm couche de bille céramique de ½ ‘’ pour le support du lit (Partie inférieure)

Les caractéristiques principales d'un tel procédé sont les suivantes :

- La concentration en H₂O doit être faible
- Il est peu recommandé pour les grands débits de charge
- Le pourcentage résiduel d'eau est très faible

- Il nécessite un fonctionnement discontinu
- L'adsorbant est un produit cher et doit être remplacé tous les 3 ans.

Chapitre III

Méthodologie de

Calcul

OBJECTIF :

Le but de notre travail dans le cadre du projet de fin d'étude (PFE) est d'établir une méthodologie de calcul nécessaire à la détermination des paramètres les plus importants des opérations d'adsorption et de régénération à savoir la durée de l'adsorption et la consommation énergétique nécessaire à la régénération.

Première partie : Méthodologie de Calcul

Cette première partie est consacrée à établir la méthodologie à suivre pour les calculs à mener des opérations d'adsorption et de régénération lors de la déshydratation du GPL.

I Durée de l'adsorption

Le premier paramètre important est de savoir pendant combien de temps l'opération d'adsorption doit durer. Connaissant le débit d'eau à l'entrée du sécheur (transporté par le GPL à sécher) et la masse d'eau que le tamis moléculaire est capable d'adsorber, il vient :

$$t_{ads} = \frac{M_{H_2O}^{ads}}{Q_{H_2O}^m} \quad (III.1)$$

Avec :

$M_{H_2O}^{ads}$: la masse d'eau adsorbée [kg]

$Q_{H_2O}^m$: le débit massique d'eau à l'entrée [$kg \cdot h^{-1}$]

Connaissant le débit volumique de GPL, sa masse volumique et sa teneur en eau à l'entrée, on écrit :

$$Q_{H_2O}^m = Q_{GPL}^v \cdot \rho_{GPL} \cdot y_{H_2O}^e \quad (III.2)$$

$y_{H_2O}^e$: la teneur massique en eau (l'adsorbat) de l'alimentation (—)

L'expression de t_{ads} devient :

$$t_{ads} = \frac{M_{H_2O}^{ads}}{Q_{GPL}^v \cdot \rho_{GPL} \cdot y_{H_2O}^e} \quad (III.3)$$

I.1 calcul de la masse d'eau adsorbée par le lit de tamis moléculaire

$$M_{H_2O}^{ads} = C_{ads}^{eff} \cdot m_{t.m} \quad (III.4)$$

Avec :

$m_{t.m}$: la masse de tamis moléculaire contenue dans le lit [kg]

Connaissant la masse volumique du tamis moléculaire $\rho_{t.m}$, le volume du lit V_L et sa porosité ε , on écrit :

$$m_{t.m} = \rho_{t.m} \cdot (1 - \varepsilon)V_L \quad (\text{III.5})$$

Si le lit est bien tassé, la porosité peut être considérée négligeable.

$$m_{t.m} = \rho_{t.m} \cdot V_L$$

C_{ads}^{eff} : la capacité d'adsorption effective du tamis moléculaire

I.2 Estimation de la capacité d'adsorption du tamis moléculaire

la capacité d'adsorption d'un tamis moléculaire neuf (C_{ads}^{neuf}), correspondant à un état de saturation, est donnée sur sa fiche technique en unité anglo-saxon :

$$C_{ads}^{neuf} = 0,19 \text{ Lb de } H_2O \text{ par Lb de tamis (en tenant compte de l'humidité résiduelle).}$$

Lors de son utilisation, le tamis perd de sa capacité d'adsorption. Si on estime une perte de 5% par an et que la durée de vie d'un tamis est de trois années, la perte engendrée est :

$$\Delta C_{ads} = 0,05 C_{ads}^{neuf} + 0,05 (C_{ads})_1 + 0,05 (C_{ads})_2 \quad (\text{III.6})$$

Avec :

$0,05 C_{ads}^{neuf}$: perte durant la première année.

$0,05 (C_{ads})_1$: perte durant la deuxième année.

$0,05 (C_{ads})_2$: perte durant la troisième année.

$(C_{ads})_1, (C_{ads})_2$ respectivement les capacités de la première et deuxième année.

Où :

$$(C_{ads})_1 = C_{ads}^{neuf} - 0,05 C_{ads}^{neuf} = C_{ads}^{neuf} (1 - 0,05) \quad (\text{III.7})$$

$$(C_{ads})_2 = (C_{ads})_1 (1 - 0,05) \quad (\text{III.8})$$

En tenant compte de ces pertes, on introduit une valeur pondérée de la capacité d'adsorption sur les trois années notée \bar{C}_{ads} :

$$\bar{C}_{ads} = C_{ads}^{neuf} - \Delta C_{ads} \quad (\text{III.9})$$

Ayant obtenu la capacité d'adsorption pondérée, la masse d'eau adsorbée pendant une phase d'adsorption est calculée par :

$$M_{H_2O}^{ads} = C_{ads}^{eff} \times m_{t.m} \quad (\text{III.10})$$

Cette masse calculée est obtenue si on laisse le lit de tamis moléculaire fonctionner jusqu'à saturation.

Mais dans la pratique on ne laisse jamais le sécheur fonctionner jusqu'à saturation totale du lit. Ce dernier doit avoir une zone saturée de hauteur H_S et une zone de transfert de matière de hauteur $H_{T.M.}$. De cette façon, la masse d'eau adsorbée est calculée par la somme :

$$M_{H_2O}^{ads} = (M_{H_2O}^{ads})_{Z.S} + (M_{H_2O}^{ads})_{Z.T.M}$$

Avec :

$$(M_{H_2O}^{ads})_{Z.S} : \text{la masse d'eau adsorbée dans la zone saturée [= } \bar{C}_{ads} \times (m_{t.m})_{Z.S}]$$

$$(M_{H_2O}^{ads})_{Z.T.M} : \text{la masse d'eau adsorbée dans la zone de transfert de matière [= } C_{ads}^* \times (m_{t.m})_{Z.T.M}]$$

Malheureusement, $(M_{H_2O}^{ads})_{Z.T.M}$ ne peut pas être calculée car C_{ads}^* est inaccessible.

Il y a un moyen pour pallier à ça, c'est considérer que $M_{H_2O}^{ads}$ est le produit d'une capacité d'adsorption effective fois la masse du tamis contenue dans le lit :

$$M_{H_2O}^{ads} = C_{ads}^{eff} \times m_{t.m} \quad (III.11)$$

Avec :

$$C_{ads}^{eff} = \bar{C}_{ads} \left(1 - 0,45 \cdot \frac{H_{T.M}}{H_s} \right) \quad (III.12)$$

Avec :

$H_{T.M}$: la hauteur de la zone de transfert de matière

H_s : la hauteur de la zone saturée

L'équation (I.10) devient :

$$M_{H_2O}^{ads} = \bar{C}_{ads} \left(1 - 0,45 \cdot \frac{H_{T.M}}{H_s} \right) \times m_{t.m}$$

Ou encore :

$$M_{H_2O}^{ads} = \bar{C}_{ads} \left(1 - 0,45 \cdot \frac{H_{T.M}}{H_s} \right) \times \rho_{t.m} \cdot (1 - \varepsilon) V_L \quad (III.13)$$

Avec :

ε : la porosité du lit de tamis moléculaire

I.3 Calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse ($H_{T.M}$)

Cette hauteur dépend de la vitesse d'écoulement et de la saturation relative. Une relation empirique établie pour les tamis moléculaires par est utilisée pour le calcul de cette hauteur [22] :

$$H_{T.M} = \frac{225 \cdot (q_{H_2O}^m)^{0,7895}}{U^{0,5506} \cdot R_s^{0,2646}} \quad (III.14)$$

Avec :

$q_{H_2O}^m$: débit massique spécifique d'eau à l'entrée du sécheur ($lb/h \cdot f_t^2$)

U : la vitesse d'écoulement du GPL à travers le lit (la vitesse sur la section vide) ($f_t \cdot h^{-1}$)

$R_s = \frac{\text{le teneur de l'adsorbat dans l'alimentation}}{\text{masse d'eau à saturation du GPL à } T=20c^\circ}$

est la saturation relative du gaz à l'entrée (en %) (**voir annexe 1**)

- **Calcul du débit massique spécifique d'eau à l'entrée du sécheur**

Le débit massique spécifique est le rapport du débit massique à la section du lit :

$$q_{H_2O}^m = \frac{Q_{H_2O}^m}{S} \quad (III.15)$$

Avec :

$$S = \frac{\pi \cdot D_l^2}{4}$$

La relation (III.15) devient :

$$q_{H_2O}^m = \frac{4 \cdot Q_{H_2O}^m}{\pi \cdot D_l^2}$$

Calcul du diamètre du lit (D_l)

Si on connaît le débit massique (Q_{GPL}^m) et le débit massique spécifique (q_{GPL}^m) du GPL, on peut déterminer le diamètre du lit comme suit :

$$\frac{\pi \cdot D_l^2}{4} = \frac{Q_{GPL}^m}{q_{GPL}^m}$$

$$D_l = \left(\frac{4 \cdot Q_{GPL}^m}{\pi \cdot q_{GPL}^m} \right)^{0.5} \quad (III.16)$$

Détermination du débit massique spécifique (q_{GPL}^m)

le débit massique spécifique est calculé par la relation suivante [22], qui est donnée par :

$$(q_{GPL}^m) = 3600 \times (C \times \rho_{GPL} \times \rho_{t.m} \times D_p)^{0.5} \quad (III.17)$$

Avec :

D_p : diamètre moyenne des particules de tamis moléculaire

La relation (III.16) devient :

$$D_l = \left(\frac{4 \rho_{GPL} Q_{GPL}^v}{\pi \times 3600 \times (1.06 \times \rho_{GPL} \times \rho_{t.m} \times D_p)^{0.5}} \right)^{0.5} \quad (III.18)$$

- **Calcul de la vitesse d'écoulement**

Sachant que le débit volumique est le produit de la vitesse moyenne d'écoulement par la section, on déduit :

$$U = \frac{Q_{GPL}^v}{S} \quad (III.19)$$

I.4 calcul de la hauteur de la zone d'équilibre

La hauteur totale du lit est la somme des deux hauteurs :

$$H_T = H_{T.M} + H_S \quad (III.20)$$

D'où :

II Bilan enthalpique du sécheur en désorption

L'écriture du bilan enthalpique par rapport au GN servira à déterminer le débit de gaz naturel Q_{GN}^m nécessaire à l'alimentation du sécheur en régénération pour un temps de chauffage t_{ch} fixé au préalable.

$$Q_{GN}^m \times \Delta H_{GN}(280^\circ C) - \dot{q}_{éch}^{chf} = Q_{GN}^m \times \Delta H_{GN}(200^\circ C) \quad (III.21)$$

Avec :

Q_{GN}^m : le débit massique du GN traversant le sécheur ($kg \cdot h^{-1}$)

ΔH_{GN} : l'enthalpie massique à la température considérée ($J \cdot kg^{-1}$)

$\dot{q}_{éch}^{chf}$: le débit de chaleur cédée par le gaz naturel en traversant le sécheur ($J \cdot h^{-1}$)

En réarrangeant l'équation (III.21), on obtient :

$$Q_{GN}^m = \frac{\dot{q}_{éch}^{chf}}{\Delta H_{GN}(280^\circ C) - \Delta H_{GN}(200^\circ C)} \quad (III.22)$$

Le temps de chauffage est donné par le rapport :

$$t_{ch} = \frac{q_{éch}^{chf}}{\dot{q}_{éch}^{chf}} \quad (III.23)$$

D'où :

$$\dot{q}_{éch}^{chf} = \frac{q_{éch}^{chf}}{t_{ch}} \quad (III.24)$$

Avec :

$q_{éch}^{chf}$: la quantité de chaleur cédée par le GN en traversant le sécheur (J)

En remplaçant (III.24) dans (III.22), on obtient :

$$Q_{GN}^m = \frac{\frac{q_{éch}^{chf}}{t_{ch}}}{\Delta H_{GN}(280^\circ C) - \Delta H_{GN}(200^\circ C)} \quad (III.25)$$

II.1 Détermination de la quantité de chaleur $q_{éch}^{chf}$ cédée par le GN au sécheur

La quantité de chaleur cédée par le GN doit servir à chauffer le matériau du sécheur et le grain du tamis moléculaire, et servir aussi à la désorption en tenant compte des pertes à travers les parois (estimées à 10% de la somme des trois chaleurs). Ceci nous permet d'écrire :

$$q_{éch}^{chf} = q_{acier} + q_{t.m} + q_{dés} + q_{perdue} \quad (III.26)$$

Avec :

$q_{acier} = m_{acier} \cdot C_{p\ acier}(T_{moy.} - 25)$: la chaleur nécessaire pour chauffer l'acier

$q_{t.m} = m_{t.m} \cdot C_{p\ t.m}(T_{moy.} - 25)$: la chaleur nécessaire pour chauffer le tamis moléculaire

$q_{dés} = M_{H_2O}^{ads} \cdot \Delta H_{vap}$: la chaleur nécessaire à la désorption (ΔH_{vap} , étant l'enthalpie de vaporisation de l'eau sous la pression de fonctionnement du sécheur)

- Détermination de la température moyenne du lit [22]

La température moyenne du lit de tamis moléculaire est estimée par la relation suivante :

$$T_{moy.} = T_s - \left(\frac{T_e}{T_s}\right)^2 \quad (III.27)$$

D'une manière générale la température moyenne est déterminée à partir du profil de température le long du lit de tamis moléculaire :

$$T_{moy.} = \frac{1}{L} \int_0^L T(z) dz$$

II.2 Détermination de la puissance nécessaire au chauffage du GN

Avant d'arriver au sécheur, le gaz naturel doit être chauffé de 25 jusqu'à 280°C. Si l'utilisation d'un four est appropriée, il s'agit donc de calculer la puissance que doit fournir ce four au gaz naturel (la puissance utile, P_u) :

$$P_u = Q_{GN}^m \cdot C_{P,GN}(280 - 25) \quad (III.28)$$

Avec :

$\bar{C}_{P,GN}$: la capacité calorifique massique moyenne du GN entre 25 et 280°C ($J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$)

Il reste à calculer la puissance consommée (P) par le four pour assurer cette puissance utile.

$$P = \frac{P_u}{\eta} \quad (III.29)$$

Avec :

η : efficacité thermique du four (-)

III détermination du temps de refroidissement

Pour déterminer le temps de refroidissement, on réécrit de nouveau le bilan enthalpique au niveau du sécheur. Sachant que le GN qu'on utilise dans le refroidissement entre dans le sécheur à 25°C et sort à 50°C, le bilan devient :

$$Q_{GN}^m \times \Delta H_{GN}(25^\circ C) + \dot{q}_{ref} = Q_{GN}^m \times \Delta H_{GN}(50^\circ C) \quad (III.30)$$

Avec :

$\dot{q}_{ref} = \frac{q_{ref}}{t_{ref}}$: le débit de chaleur reçu par le GN en traversant le sécheur ($J \cdot h^{-1}$)

q_{ref} : la quantité de chaleur reçu par le GN en traversant le sécheur(J)

t_{ref} : la durée de refroidissement (h)

L'équation (III.30) devient :

$$Q_{GN}^m \times \Delta H_{GN}(25^{\circ}C) + \frac{q_{ref}}{t_{ref}} = Q_{GN}^m \times \Delta H_{GN}(50^{\circ}C)$$

D'où :

$$t_{ref} = \frac{q_{ref}}{Q_{GN}^m \times [\Delta H_{GN}(50^{\circ}C) - \Delta H_{GN}(25^{\circ}C)]} \quad (III.31)$$

III.1 détermination de q_{ref}

La quantité de chaleur enlevée par le GN doit servir à refroidir le grain de tamis moléculaire et le matériau de sécheur (acier).

$$q_{ref} = q_{t.m}^{ref} + q_{acier}^{ref} \quad (III.32)$$

Avec :

$q_{t.m}^{ref} = m_{t.m} \cdot C_{p\ t.m}(T_{moy.} - 40)$: la quantité de chaleur qui doit être enlevée au grain de tamis moléculaire pour baisser sa température de $T_{moy.}$ à $40^{\circ}C$.

$q_{acier}^{ref} = m_{acier} \cdot C_{p\ acier}(T_{moy.} - 40)$: la quantité de chaleur à enlever pour refroidir l'acier du sécheur.

IV Coût de la consommation énergétique en régénération

Il s'agit dans cette étude d'évaluer le coût de l'énergie consommée pendant la régénération du tamis moléculaire. Cette énergie englobe la quantité de gaz naturel utilisé pour le chauffage du sécheur en régénération, ainsi que la quantité de fuel-gaz utilisé au niveau du four pour chauffer ce gaz naturel

Mais il est utile de préciser qu'il y a un autre moyen plus économique pour le chauffage du GN. Celui-ci passe dans un économiseur qui est un échangeur dans lequel le courant de gaz d'échappement issu d'une turbine à gaz passe coté tube, et le fuel-gaz passe coté calandre.

IV.1 Coût du gaz naturel

Le cout du gaz naturel utilisé dans le chauffage pendant le cycle de régénération est le produit de la quantité de GN utilisé pendant le chauffage du sécheur fois son prix unitaire :

$$C_{GN}^{ch} = U_{GN} \times Q_{GN}^m \times t_{ch} \quad (III.33)$$

U_{GN} : le coût unitaire du GN ($DA \cdot kg^{-1}$)

Q_{GN}^m : le débit massique du gaz naturel nécessaire pour le chauffage ($kg \cdot h^{-1}$)

IV.2 Coût du fuel-gaz

Le coût du fuel gaz utilisé au niveau du four pour chauffer le GN est donné par :

$$C_{F.G}^{ch} = U_{F.G} \times Q_{F.G}^m \times t_{ch} \quad (III.34)$$

$U_{F.G}$: le coût unitaire du fuel-gaz ($DA \cdot kg^{-1}$)

$Q_{F.G}^m$: le débit massique du fuel-gaz ($kg \cdot h^{-1}$)

Détermination du débit massique de fuel-gaz

Connaissant la puissance que doit consommer le four (éq.III.29) et le pouvoir calorifique inférieur ($P.C.I$) du fuel-gaz, on calcule le débit massique du fuel-gaz par le rapport :

$$Q_{F.G}^m = \frac{P}{P.C.I} \quad (III.35)$$

Avec :

P : la puissance consommée par le four ($J \cdot h^{-1}$)

$P.C.I$: le pouvoir calorifique inférieur du fuel-gaz ($J \cdot kg^{-1}$)

Chapitre IV

Calculs et résultats

Deuxième partie : Calculs et résultats

Dans le passé, le GPL arrivait aux complexes de traitement d'Arzew avec une teneur en eau qui était de l'ordre de 100 ppm, mais depuis quelques années, cette charge a nettement diminué et fluctue autour de 25 ppm. Ceci nous a conduit à faire des calculs pour deux teneurs en eau à savoir 100 et 25 ppm et ensuite faire une comparaison des résultats obtenus.

- Calcul de la durée d'adsorption t_{ads} (**pour une charge de 100 ppm**)

Données nécessaires :

$$Q_{GPL}^v = 11848.07 f_t^3 \cdot h^{-1} (\equiv 335.5 m^3 \cdot h^{-1})$$

$$\rho_{GPL} = 33.5 Lb \cdot f_t^{-3} (\equiv 536.6 kg \cdot m^{-3})$$

$$y_{H_2O}^e = 100 \text{ ppm}$$

$$\rho_{t.m} = 700 kg \cdot m^{-3} (\equiv 43.69 Lb \cdot f_t^{-3})$$

$$C = 1.06 ft \cdot sec^{-2} (\equiv 0.323 m \cdot sec^{-2})$$

$$D_p = 0.00525 f_t (\equiv 1.60 \cdot 10^{-3} m)$$

Tableau IV.1 : Présente les résultats des calculs

Grandeur	valeur calculée
Débit massique d'eau dans le courant d'entrée $Q_{H_2O}^m$ [éq.III.2]	$Q_{H_2O}^m = 39.69 Lb \cdot h^{-1} (\equiv 18 kg \cdot h^{-1})$
capacité d'adsorption pondérée \bar{C}_{ads} [éq.III.9]	$\bar{C}_{ads} = 0.1628$
diamètre du lit D_l [éq.III.18]	$D_l = 7 f_t (\equiv 2.1 m)$
débit massique spécifique $q_{H_2O}^m$ [éq.III.15]	$q_{H_2O}^m = 1.03 Lb \cdot f_t^{-2} \cdot h^{-1}$ $(\equiv 5.02 kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1})$
vitesse d'écoulement U [éq.III.19]	$U = 308.06 f_t \cdot h^{-1} (\equiv 93.95 m \cdot h^{-1})$
hauteur de la zone de transfert de masse $H_{T.M}$ [éq.III.14]	$H_{T.M} = 2.96 f_t (\equiv 0.609 m)$
hauteur de la zone d'équilibre H_S [éq.III.20]	$H_S = 2.89 f_t (\equiv 2.801 m)$
capacité d'adsorption effective C_{ads}^{eff} [éq.III.12]	$C_{ads}^{eff} = 0.1364$
masse de tamis moléculaire $m_{t.m}$ [éq.III.5]	$m_{t.m} = 7527.81 Lb (\equiv 3417.63 kg)$
masse d'eau adsorbée par le lit de tamis moléculaire $M_{H_2O}^{ads}$ [éq.III.4]	$M_{H_2O}^{ads} = 1026.52 Lb (\equiv 466.04 kg)$
Durée de l'adsorption t_{ads} [éq.III.1]	$t_{ads} = 25.86 h$

- Calcul de la durée d'adsorption t_{ads} (**pour une charge de 25 ppm**)

Données nécessaires :

$$Q_{GPL}^v = 11848.07 f_t^3 \cdot h^{-1} (\equiv 335.5 m^3 \cdot h^{-1})$$

$$\rho_{GPL} = 33.5 Lb \cdot f_t^{-3} (\equiv 536.6 kg \cdot m^{-3})$$

$$y_{H_2O}^e = 25 \text{ ppm}$$

$$\rho_{t.m} = 700 kg \cdot m^{-3} (\equiv 43.69 Lb \cdot f_t^{-3})$$

$$C = 1.06 ft \cdot sec^{-2} (\equiv 0.323 m \cdot sec^{-2})$$

$$D_p = 0.00525 f_t (\equiv 1.60 \cdot 10^{-3} m)$$

Tableau IV.2 : Présente les résultats des calculs

Grandeur	valeur calculée
Débit massique d'eau $Q_{H_2O}^m$ [éq.III.2]	$Q_{H_2O}^m = 9.92 Lb \cdot h^{-1} (\equiv 4.50 kg/h)$
capacité d'adsorption pondérée \bar{C}_{ads} [éq.III.9]	$\bar{C}_{ads} = 0.1628$
diamètre du lit D_l [éq.III.18]	$D_l = 7 ft (\equiv 2.1 m)$
débit massique spécifique $q_{H_2O}^m$ [éq.III.15]	$q_{H_2O}^m = 0.257 Lb \cdot ft^{-2} \cdot h^{-1}$ $(\equiv 1.25 kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1})$
vitesse d'écoulement U [éq.III.19]	$U = 308.06 ft \cdot h^{-1} (\equiv 93.95 m/h)$
hauteur de la zone de transfert de masse $H_{T.M}$ [éq.III.14]	$H_{T.M} = 1.42 ft (\equiv 0.435 m)$
hauteur de la zone d'équilibre H_S [éq.III.20]	$H_S = 2.974 ft (\equiv 2.974 m)$
capacité d'adsorption effective C_{ads}^{eff} [éq.III.12]	$C_{ads}^{eff} = 0.1521$
masse de tamis moléculaire $m_{t.m}$ [éq.III.5]	$m_{t.m} = 7527.82 Lb (\equiv 3417.63 kg)$
la masse d'eau adsorbée par le lit de tamis moléculaire $M_{H_2O}^{ads}$ [éq.III.4]	$M_{H_2O}^{ads} = 744.23 Lb (\equiv 337.88 kg)$
Durée de l'adsorption t_{ads} [éq.III.1]	$t_{ads} = 75 h$

- Calcul du débit massique de GN nécessaire au chauffage (**pour une charge de 100 ppm**)

Données nécessaires :

$$t_{ch} = 12h$$

$$C_{p\ t.m} = 511.26\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ F^{-1}$$

$$C_{p\ acier} = 278.86\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ F^{-1}$$

$$m_{acier} = 12833.83\ kg$$

$$\bar{C}_{P,GN} = 2.864 \cdot 10^3\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ K^{-1}\ \text{dans l'intervalle } [25 - 280^\circ C]$$

$$\Delta H_{GN}(280^\circ C) - \Delta H(200^\circ C) = \bar{C}_{P,GN}(280 - 200)$$

$$\Delta H_{vap.} = 4183041\ J \cdot kg^{-1}\ \text{(voir Annexe 2)}$$

$$\bar{C}_{P,GN} = 2.130 \cdot 10^3\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ K^{-1}\ \text{dans l'intervalle } [25 - 50^\circ C]$$

$$\Delta H_{GN}(50^\circ C) - \Delta H(25^\circ C) = \bar{C}_{P,GN}(50 - 25)$$

Tableau IV.3 : Présente les résultats des calculs

Grandeur	valeur calculée
chaleur nécessaire pour chauffer le tamis moléculaire	$q_{t.m} = 600021966.2\ J$
chaleur nécessaire pour chauffer l'acier	$q_{acier} = 1228974286\ J$
chaleur nécessaire à la désorption	$q_{dés} = 1949464428\ J$
quantité de chaleur cédée par le GN au sécheur $q_{éch}^{chf}$ [éq.III.26]	$q_{éch}^{chf} = 4156306748\ J$
débit de chaleur cédée par le gaz naturel en traversant le sécheur $\dot{q}_{éch}^{chf}$ [éq.III.24]	$\dot{q}_{éch}^{chf} = 346358895.7\ J \cdot h^{-1}$
débit massique du GN traversant le sécheur Q_{GN}^m [éq.III.25]	$Q_{GN}^m = 342.44\ kg \cdot h^{-1}$
puissance utile P_u [éq.III.28]	$P_u = 517982140.7\ J \cdot h^{-1}$
puissance consommée par le four P [éq.III.29]	$P = 1193507237\ J \cdot h^{-1}$

- Calcul du débit massique de GN nécessaire au chauffage (**pour une charge de 25 ppm**)

Données nécessaires :

$$t_{ch} = 12h$$

$$C_{p\ t.m} = 511.26\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ F^{-1}$$

$$C_{p\ acier} = 278.86\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ F^{-1}$$

$$m_{acier} = 12833.83\ kg$$

$$\bar{C}_{P,GN} = 2.864 \cdot 10^3\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ K^{-1}\ \text{dans l'intervalle } [25 - 280^\circ C]$$

$$\Delta H_{GN}(280^\circ C) - \Delta H(200^\circ C) = \bar{C}_{P,GN}(280 - 200)$$

$$\Delta H_{vap.} = 4183041\ J \cdot kg^{-1}\ \text{(voir Annexe 2)}$$

$$\bar{C}_{P,GN} = 2.130 \cdot 10^3\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ K^{-1}\ \text{dans l'intervalle } [25 - 50^\circ C]$$

$$\Delta H_{GN}(50^\circ C) - \Delta H(25^\circ C) = \bar{C}_{P,GN}(50 - 25)$$

Tableau IV.4 : Présente les résultats des calculs

Grandeur	valeur calculée
chaleur nécessaire pour chauffer le tamis moléculaire	$q_{t.m} = 600021966.2\ J$
chaleur nécessaire pour chauffer l'acier	$q_{acier} = 1228974286\ J$
chaleur nécessaire à la désorption	$q_{dés} = 1413365893\ J$
quantité de chaleur cédée par le GN au sécheur $q_{éch}^{chf}$ [éq.III.26]	$q_{éch}^{chf} = 3566598360\ J$
débit de chaleur cédée par le gaz naturel en traversant le sécheur $\dot{q}_{éch}^{chf}$ [éq.III.24]	$\dot{q}_{éch}^{chf} = 297216530\ J \cdot h^{-1}$
débit massique du GN traversant le sécheur Q_{GN}^m [éq.III.25]	$Q_{GN}^m = 293.86\ kg \cdot h^{-1}$
puissance utile P_u [éq.III.28]	$P_u = 444498983.4\ J \cdot h^{-1}$
puissance consommée par le four P [éq.III.29]	$P = 1024191206\ J \cdot h^{-1}$

- Calcul de la durée de refroidissement t_{ref} (**pour une charge de 100 ppm**)

Données nécessaires :

$$t_{ch} = 12h$$

$$C_{p\ t.m} = 511.26\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ F^{-1}$$

$$C_{p\ acier} = 278.86\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ F^{-1}$$

$$m_{acier} = 12833.83\ kg$$

$$\bar{C}_{P,GN} = 2.864 \cdot 10^3\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ K^{-1}\ \text{dans l'intervalle } [25 - 280^\circ C]$$

$$\Delta H_{GN}(280^\circ C) - \Delta H(200^\circ C) = \bar{C}_{P,GN}(280 - 200)$$

$$\Delta H_{vap.} = 4183041\ J \cdot kg^{-1}\ \text{(voir Annexe 2)}$$

$$\bar{C}_{P,GN} = 2.130 \cdot 10^3\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ K^{-1}\ \text{dans l'intervalle } [25 - 50^\circ C]$$

$$\Delta H_{GN}(50^\circ C) - \Delta H(25^\circ C) = \bar{C}_{P,GN}(50 - 25)$$

Tableau IV.5 : Présente les résultats des calculs

Grandeur	valeur calculée
la quantité de chaleur qui doit être enlevée au grain de tamis moléculaire pour baisser sa température de $T_{moy.}$ à $40^\circ C$.	$q_{t.m}^{ref} = 552844933.4\ J$
la quantité de chaleur à enlever pour refroidir l'acier du sécheur.	$q_{acier}^{ref} = 1132345556\ J$
quantité de chaleur reçue par le GN en traversant le sécheur q_{ref} [éq.III.32]	$q_{ref} = 1685190489\ J$
durée de refroidissement t_{ref} [éq.III.31]	$t_{ref} = 7.74\ h$
débit de chaleur reçu par le GN en traversant le sécheur \dot{q}_{ref}	$\dot{q}_{ref} = 217724869.4\ J \cdot h^{-1}$

- Calcul de la durée de refroidissement t_{ref} (**pour une charge de 25 ppm**)

Données nécessaires :

$$t_{ch} = 12h$$

$$C_{p\ t.m} = 511.26\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ F^{-1}$$

$$C_{p\ acier} = 278.86\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ F^{-1}$$

$$m_{acier} = 12833.83\ kg$$

$$\bar{C}_{P,GN} = 2.864 \cdot 10^3\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ K^{-1}$$

$$\Delta H_{GN}(280^\circ C) - \Delta H(200^\circ C) = \bar{C}_{P,GN}(280 - 200)$$

$$\Delta H_{vap.} = 4183041\ J \cdot kg^{-1}\ \text{(voir Annexe 2)}$$

$$\bar{C}_{P,GN} = 2.130 \cdot 10^3\ J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ K^{-1}$$

$$\Delta H_{GN}(50^\circ C) - \Delta H(25^\circ C) = \bar{C}_{P,GN}(50 - 25)$$

Tableau IV.6 : Présente les résultats des calculs

Grandeur	valeur calculée
quantité de chaleur à enlever au grain de tamis moléculaire pour baisser sa température de $T_{moy.}$ à 40°C.	$q_{t.m}^{ref} = 552844933.4\ J$
quantité de chaleur à enlever pour refroidir l'acier du sécheur.	$q_{acier}^{ref} = 1132345556\ J$
quantité de chaleur reçue par le GN en traversant le sécheur q_{ref} [éq.III.32]	$q_{ref} = 1685190489\ J$
durée de refroidissement t_{ref} [éq.III.31]	$t_{ref} = 9.03\ h$
débit de chaleur reçu par le GN en traversant le sécheur \dot{q}_{ref}	$\dot{q}_{ref} = 186621316.6\ J \cdot h^{-1}$

- Coût de l'énergie consommée pendant la régénération(**pour une charge de 100 ppm**)

Données nécessaires :

$$U_{GN} = 2.548 \text{ DA} \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$U_{F.G} = 1592.5 \text{ DA} \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$P.C.I = 46467504 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Tableau IV.7 : Présente les résultats des calculs

Grandeur	valeur calculée
cout du gaz naturel utilisé dans le chauffage C_{GN}^{ch} [éq. III.32]	$C_{GN}^{ch} = 10470.44 \text{ DA}$
débit massique du fuel-gaz $Q_{F.G}^m$ [éq.III.34]	$Q_{F.G}^m = 25.68 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$
coût du fuel-gaz utilisé au niveau du four pour chauffer le GN $C_{F.G}^{ch}$ [éq.III.33]	$C_{F.G}^{ch} = 490744.8 \text{ DA}$

- Coût de l'énergie consommée pendant la régénération(**pour une charge de 25 ppm**)

Tableau IV.8 : Présente les résultats des calculs

Grandeur	valeur calculée
coût du gaz naturel utilisé dans le chauffage C_{GN}^{ch} [éq. III.32]	$C_{GN}^{ch} = 8985.06 \text{ DA}$
débit massique du fuel-gaz $Q_{F.G}^m$ [éq.III.34]	$Q_{F.G}^m = 22.04 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$
coût du fuel-gaz utilisé au niveau du four pour chauffer le GN $C_{F.G}^{ch}$ [éq.III.33]	$C_{F.G}^{ch} = 428064 \text{ DA}$

Tableaux comparatifs

Les résultats obtenus pour les deux charges en eau du GPL sont comparés dans les tableaux ci-dessous.

Tableau IV.9: Comparaison des t_{ads}

Teneur d'eau dans la charge	100 ppm	25 ppm
C_{ads}^{eff}	0.1364	0.1521
H_S	2.801 m	2.974 m
$H_{T.M}$	0.609 m	0.435 m
$M_{H_2O}^{ads}$	466.04 kg	337.88 kg
$Q_{H_2O}^m$	18 kg · h ⁻¹	4.50 kg · h ⁻¹
$q_{H_2O}^m$	5.02 kg · m ⁻² · h ⁻¹	1.25 kg · m ⁻² · h ⁻¹
t_{ads}	25.86 h	75 h

Commentaires :

Il est évident que lorsque la teneur en eau dans le GPL diminue, le débit massique et le débit massique spécifique de l'eau à l'entrée diminue ; de même pour la masse d'eau adsorbée.

Par contre, le temps d'adsorption augmente lorsque la teneur en eau diminue. Ceci s'explique par le fait que dans le rapport $\frac{M_{H_2O}^{ads}}{Q_{H_2O}^m}$, la diminution de $Q_{H_2O}^m$ est plus importante que la diminution de $M_{H_2O}^{ads}$.

Tableau IV.10: Comparaison des Q_{GN}^m

Teneur d'eau dans la charge	100 ppm	25 ppm
Q_{GN}^m	342.44 kg · h ⁻¹	293.86 kg · h ⁻¹

Commentaire :

Plus la teneur en eau est faible moins on a besoin de quantité de GN pour l'opération de désorption car la chaleur de désorption diminue lorsque la teneur en eau diminue.

Tableau IV.11: Comparaison des t_{ref}

Teneur d'eau dans la charge	100 ppm	25 ppm
t_{ref}	7.74 h	9.03 h

Commentaire :

La durée de refroidissement est plus importante lorsque le GPL est moins chargé en eau parce que le débit de GN utilisé est moins important [voir l'éq. (III.31)]

Tableau IV.12: Comparaison des coûts

Teneur d'eau dans la charge	100 ppm	25 ppm
C_{GN}^{ch}	10470.44 DA	8985.06 DA
$C_{F.G}^{ch}$	490744.8 DA	428064 DA
Total	501215.24 DA	437049.06 DA

Commentaire :

Plus le GPL est chargé en eau, plus l'opération de la déshydratation coûte chère.

Conclusion générale

D'après notre résultats des calculs en remarque que le temps adsorption augmente l'orsque le teneur en eau diminue ; pour une teneur de 100 *ppm* le temps adsorption est a peu près de 26 *h* alors que pour 25 *ppm* est de 75*h*.

Pour la consommation énergétique pendant la régénération et le coût de la consommation énergétique pendant la régénération ;c'est deux augmente l'orsque le teneur en eau augmente pour une teneur de 100 *ppm* le débit de gaz naturel est de 342.44 $kg \cdot h^{-1}$ alors que pour une teneur de 25 *ppm* est de 293.86 $kg \cdot h^{-1}$ et pour le coût de consommation énergétique c'est la même chose pour une teneur de 100 *ppm* le coût égale a 501215.24 *DA* alors que pour une teneur de 25 *ppm* est a l'ordre de 437049.06 *DA* .

Alors le GPL avec une teneur de 25 *ppm* est plus économique et efficace pour la durée de vie du tamis moléculaire.

Les références

- [1]. Rapport du centre de formation de Hassi Rmel Revue Sonatrach<< GAZ naturel dans le monde >>2020.25.
- [2]. P.Wuithier, raffinage et génie chimique, tome I, Edition Technique, 1972.
- [3]. Mémoire : présenté par : M elle HALLOU Sawssene pour l'obtention du Diplôme d'ingénieur spécialisé en Génie des procédés de l'environnement Thème Optimisation de la déshydratation de la charge d'alimentation GPL UNIVERSITE SIENCE ET DE LA THECNOLOGIE MOSTAGANEM.
- [4]. Manuel opératoire, processe, volume 1 et 2 Document GP1-Z.
- [5]. DATA Book, Engineering.
- [6]. Mémoire : présenté par : SLIMANI Abd El kader et TEHAMI Mustapha pour l'obtention du Diplôme d'ingénieur spécialisé en GNL Thème Vérification de la flexibilité des fours 401/6201/C/D au niveau du complexe GP2/Z ECOLE DINGENIEUR DE BOUMERDES Unité de Formation et Recherche Gas, Refining & Petrochemistry.
- [7]. Catalogue Mécanique, process 3 :volume1 IHI GP-1Z.
- [8]. Mémoire : présenté par ; Hadj Mohamed louckmane Djamel Ahmed thème dimensionnement déshydratation de gaz de l'unité de GPL 2 hassi-Messoud ,calculs et vérification université KASDI MERBAH OUARGLA.
- [9]. Polycopel.A.P<<propane liquide déshydratation usine moléculaire sévie>>
- [10]. Hassan E. Alfadala, G.V .REX Rekladis, M.proceedings of the 1 st annual Gas Proceeding symposium.(2009).
- [11]. Manuel opératoire complexe GP2Z.
- [12].Mémoire : présenté par Mr. AMARA Khaled et MR .CHRIFI Mahfoud pour l'obtention du Diplôme d'ingénieur spécialisé en GNL option process thème estimation de la consommation énergétique et les pertes au niveau des complexes GP1/Z et GP2/Z ECOLE DINGENIEUR DE BOUMERDES Unité de Formation et Recherche Gas, Refining & Petrochemistry.
- [13]. Rapport de stage GP2Z(1).
- [14].Mémoire Présenté par M.CHEDDAD Ali et M.GHOURAF Mohamed Amine pour l'obtention du Diplôme d'ingénieur spécialisé en process thème valorisation des gaz issus de la colonne de dééthanisation après étude des quatre cas <<C2max,C3max,C4max,C3 average>>au niveau de splitter, ECOLE DINGENIEUR DE BOUMERDES Unité de Formation et Recherche Gas, Refining & Petrochemistry.OCTOBRE2010.

[15]. Projet de sécurisation et de fabilisation du complexe GP2Z description du procédé Manuel d'exploitation complexe GP2Z. Activité Aval, Sonatrach, 2007.

[16]. Mémoire Présenté par Mme BELARBI KHEIRA LAMIA En vue de L'obtention du Diplôme de Magister thème recyclage des matériaux de l'industrie pétrolière cas des tamis moléculaires UNIVERSITE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE D'ORAN , MOHAMED BOUDIAF.

[17]. Mémoire Présenté par Kherief Ismail et Mokhtari Abderrahmane pour L'obtention du Diplôme d'ingénieur spécialisé en génie chimique thème perfectionnement de la section de déshydratation de charge du complexe GP1Z Université abdelhamid ibn badis-Mostaganem.

[18]. Soft Déshydratation, Département technique service étude.

[19]. Projet GPL/Z, formation du personnel Exploitation Manuel de stage section Déshydratation.

[20]. Grace, les tamis moléculaire caractéristique et application Western Germany, juin 1980.

[21]. Département technique (service étude et développement).

Spécification technique pour la fourniture de tamis moléculaire pour l'adsorption de charge (juillet 2009).

[22]. RUTHVEN D.M ; Principales of adsorption and adsorption processe.

John willey et sons new york.

[23]. Bouhoriara, M Etudes des pertes du GPL au niveau du débutaniseur de l'unité GPL/CIS/HMD.

Mémoire de fin d'étude : Génie des procédés. Université d'Ouargla, 75p (2004).

[24]. Mémoire de fin d'étude pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur Spécialisé en GNL
Option : Process, étude du problème du mauvais refroidissement de l'échangeur E-0034 de la section BOG propane (COMPEXE GP1/Z) Présenté par : Mr. FAREZ Ali et Mr. SENINA Mohamed.

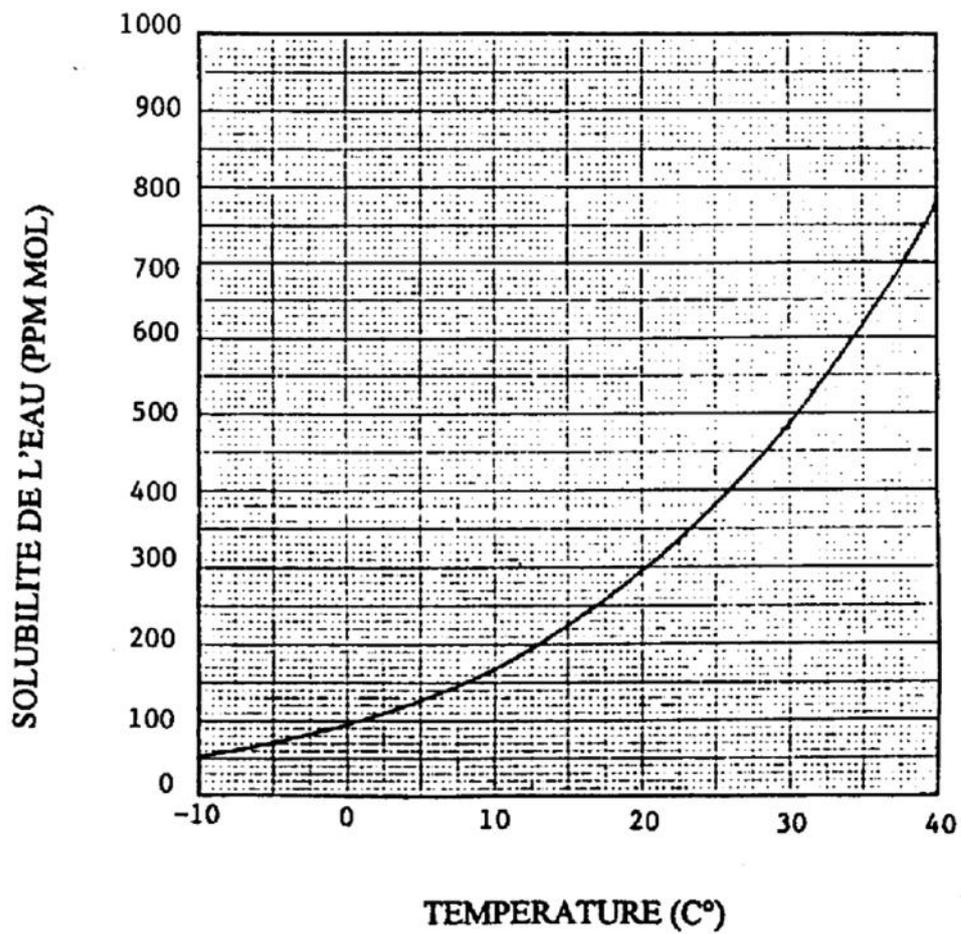
.

ANNEXES

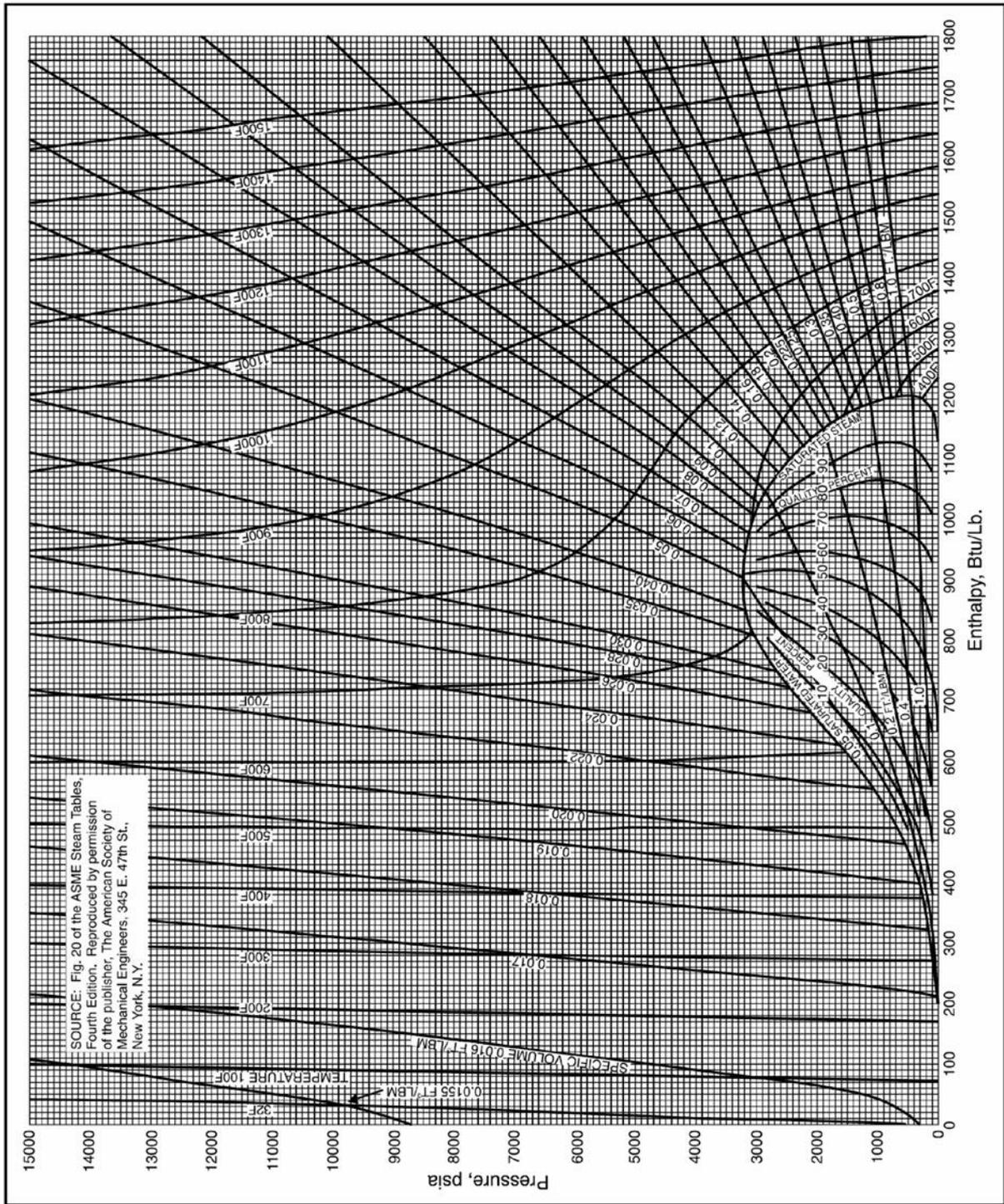
Annexe 1

SOLUBILITE DE L'EAU DANS LA CHARGE DE GPL

- Note 1. Calcul selon la procédure API
2. Source de charge = 13 (moyenne)



Annexe 2



Propriété thermodynamique de l'eau