



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
People's Democratic Republic of Algeria
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministry of Higher Education and Scientific Research
جامعة أمحمد بوقرة ببومرداس
University M'hamed Bougara of Boumerdes
كلية المحروقات والكيمياء
Faculty of Hydrocarbons and Chemistry



Département Génie des procédés chimiques et pharmaceutiques

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

En vue de l'obtention du diplôme de Master

Spécialité : Génie des procédés chimiques et pharmaceutique

Option : Technologies de la pétrochimie

Thème

**Conception d'un procédé de récupération des
Boil-Off Gases (BOG) d'éthylène de l'unité CP2K :
Une approche technique, économique et sécuritaire**

Présenté par :

SEKLAOUI Dehbia

Devant le jury composé de :

Mme BENMABROUKA Hafsa	Professeur	FHC-UMBB	Président
M. KADDOUR Omar	Professeur	FHC-UMBB	Examineur
Mme AIDENE Soraya	MCB	FHC-UMBB	Encadrant

Année universitaire : 2024/2025

Dédicace

Je dédie ce mémoire de fin d'études à :

Mes très chers parents, pour leur amour inconditionnel, leur sacrifices silencieux et leur soutien constant.

À mon frère, ma sœur, ma tante Dehbia, mon oncle Md. Akli, ainsi qu'à ma chère tante Hania, pour leur confiance, leurs encouragements et leur présence précieuse tout au long de mon parcours.

Ce travail vous est dédié avec toute ma reconnaissance.

Remerciements

Avant tout, je remercie Dieu pour m'avoir donné la force et la motivation pour mener à bien ce travail.

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à toutes les personnes qui ont contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce mémoire.

Je remercie tout particulièrement, Mme. AIDENE, pour sa disponibilité, ses conseils avisés et son accompagnement bienveillant tout au long de ce travail.

Mes remerciements s'adressent également à l'équipe technique et au personnel de l'unité CP2K, de m'avoir offert l'opportunité de mener ce projet dans un cadre concret et stimulant ; en particulier Mr. REZIOUEK, Mr. BARIOUT, Mr. REHAIL, Mme. KERMCECHE et enfin, Mr. SASSANE.

Merci à toute l'équipe pédagogique de la faculté des hydrocarbures et de la chimie de Boumerdès qui ont contribué, chacun à leur manière, à mon apprentissage et mon évolution tout au long de mon parcours.

Mes remerciements s'étendent également aux membres du jury, pour l'intérêt qu'ils ont manifesté envers ce travail, à travers leur lecture approfondie et les discussions stimulantes offertes lors de la soutenance.

Enfin, une pensée pleine de gratitude à ma famille, en particulier mes parents, pour leur amour, leur patience et leur foi en mes capacités.

Table des matières

Liste des figures	
Liste des tableaux	
Liste des abréviations.....	
Introduction générale.....	1
Chapitre I : PRÉSENTATION DE L'UNITÉ INDUSTRIELLE.....	3
Introduction	4
I.1. Présentation du complexe CP2K.....	4
Conclusion.....	5
Chapitre II : LE POLYÉTHYLÈNE HAUTE DENSITÉ (PEHD).....	6
Introduction :.....	7
II.1. Généralités sur les polymères et la polymérisation.....	7
II.2. Le PEHD.....	8
II.3. Les procédés de fabrication du PEHD.....	9
II.4. Description du procédé	10
Conclusion :.....	17
Chapitre III : GESTION DE L'ÉTHYLÈNE ET DU BOIL-OFF	18
Introduction :.....	19
III.1. L'éthylène.....	19
III.2. L'éthylène au CP2K.....	20
III.3 Le phénomène de Boil-Off Gas (BOG).....	22
III.4. Facteurs influant sur la génération de BOG	22
III.5. Impact du phénomène de BOG sur l'unité CP2K	22
III.6. Stratégies de réduction et de récupération des BOG	23
III.7. Composition et conditions du Boil-Off Gas d'éthylène.....	24
Conclusion	25
Chapitre IV : MODÉLISATION ET SIMULATION DU SYSTÈME DE RÉCUPÉRATION	26
Introduction :.....	27
IV.1 Présentation du logiciel Aspen HYSYS	27
IV.2 Choix du modèle thermodynamique	27
IV.3 Simulation des systèmes de récupération	27
IV.4 Option 1 : Récupération du BOG par liquéfaction via un cycle au propane.....	28

IV.5. Option 2 : Récupération du BOG par échange thermique avec de l'éthylène liquide froid	31
IV.6 Étude comparative : liquéfaction au propane vs à l'éthylène liquide froid	34
Conclusion :	36
Chapitre V : CALCULS ET DIMENSIONNEMENT	37
Introduction	38
V.1 Bilan matière.....	38
V.2 Bilan énergétique	39
V.3 Dimensionnement des équipements clés	40
Chapitre VI : EVALUATION ECONOMIQUE DU PROCEDE PROPOSE.....	52
Introduction	53
VI.1 Définition des CAPEX et OPEX du projet.....	53
VI.2 Calcul des indicateurs financiers	56
Chapitre VII : SÉCURITÉ, ENVIRONNEMENT ET INTÉGRATION DU PROCÉDÉ	60
Introduction	61
VII.1 Etudes de sécurité dans la conception des procédés industriels.....	61
VII.2 Etude de sécurité du système par la méthode HAZID	62
VII.3 Identification des Dangers (HAZID) associés au système de récupération de BOG.....	64
VII.4 Mesures de sécurité et maîtrise de risques	67
VII.5 Impact environnemental et durabilité	67
VII.6 Durabilité du procédé :	68
VII.7 Intégration dans le procédé existant	69
Conclusion	69
Conclusion générale	71
Références bibliographiques	
Annexes	
Annexe 1	
Annexe 2	
Annexe 3	
Annexe 4	
Annexe 5	

Liste des figures

Figure I.1 : Image par satellite de la situation géographique du complexe CP2K.....	4
Figure II.1 : système de traitement de la charge d'éthylène ^[9]	12
Figure II.2 : système de dégazage et traitement de l'isobutane ^[9]	13
Figure II.3 : système de dégazage et traitement de l'hexène-1 ^[9]	14
Figure II.4 : système de traitement de l'hydrogène ^[9]	15
Figure II.5 : schéma de la température d'activation du catalyseur en fonction du temps ^[3] ..	15
Figure II.6 : le réacteur de polymérisation ^[9]	16
Figure III.1 : PFD DE LA SECTION DE STOCKAGE D'ETHYLENE ^[9]	20
Figure III.2 : Réservoir de stockage d'éthylène ^[9]	21
Figure III.3 : Emplacement de la nouvelle unité de liquéfaction de BOG d'éthylène	24
Figure IV.1 : Schéma de simulation du cycle de re-liquéfaction des BOG avec propane sous Aspen HYSYS.....	28
Figure IV.2 : Schéma de simulation de la re-liquéfaction des BOG par éthylène liquide froid sous Aspen HYSYS.....	31
Figure VI.3 : PFD de l'unité de récupération du BOG par liquéfaction via un cycle au propane	34
Figure IV.4 : PFD de l'unité de récupération du BOG par liquéfaction avec de l'éthylène froid.	35
Figure V.1 : échangeur de chaleur de type tubes et calandre ^[19]	41
Figure V.2 : Types d'un échangeur tubes et calandre ^[19]	42
Figure VI.1 : graphique récapitulatif des indicateurs financiers du projet.....	59
Figure VII.1 : méthodologie du déroulement de l'étude HAZID ^[30]	63

Liste des tableaux

Tableau II.1 : les grades de PEHD fabriqué ^[2]	9
Tableau III.1 : Propriétés physico-chimiques de l'éthylène ^[6]	19
Tableau III.2 : Composition et conditions du Boil-Off Gas d'éthylène ^[2]	24
Tableau IV.1 : Données et conditions opératoires de l'option N°01 de récupération des BOG	30
Tableau IV.4 : Données et conditions opératoires de l'option N° 02 de récupération des BOG	33
Tableau IV.6 : Tableau comparatif des deux options de récupération des BOG.....	35
Tableau V.1 : Consommation en énergie thermique des échangeurs	40
Tableau V.2 : Consommation en énergie électrique des compresseurs.....	40
Tableau V.3 : Synthèse du bilan de consommation énergétique	40
Tableau VI.1 : Estimation du coût du Capex du projet.....	54
Tableau VI.2 : Calcul de la valeur actuelle nette du projet par Excel.....	58
Tableau VII.1 : Tableau HAZID du système de récupération de BOG	64

Liste des abréviations

- **CP2K** : Complexe Pétrochimique N°2 de SKIKDA
- **CP1K** : Complexe Pétrochimique N°1 de SKIKDA
- **ENIP** : Entreprise Nationale de l'Industrie Pétrochimique
- **PEHD** : Polyéthylène à Haute Densité
- **PEBD** : Polyéthylène à Basse Densité
- **MI** : Melt Index
- **PF** : Particle Form
- **XPF** : Extended Particle Form
- **BOG** : Boil Off Gas
- **PFD** : Process Flow Diagram
- **CW** : Cooling Water
- **DTLM** : Différence de Température Logarithmique Moyenne
- **NUT** : Nombre d'Unités de Transfert
- **Capex** : Capital Expenditure
- **Opex** : Operational Expenditures
- **VAN** : Valeur Actuelle Nette
- **PBP** : Payback Period
- **ROI** : Return On Investment
- **HAZID** : Hazard Identification
- **GES** : Gaz à Effet de Serre

Introduction générale

Dans l'industrie pétrochimique, l'éthylène occupe une place centrale en tant que matière première stratégique, notamment dans la fabrication des polymères tels que le polyéthylène, PVC, et le polystyrène, de solvants, d'alcool et divers produits pharmaceutiques et cosmétiques.

L'éthylène, hautement inflammable, est non seulement précieux sur le plan économique, mais également critique en raison de sa dangerosité et de ses impacts environnementaux. Son transport, stockage et sa manipulation exigent alors le respect de conditions telles que son maintien sous forme liquide. Ceci entraîne inévitablement la génération de Boil-Off Gases (BOG), des vapeurs formées par évaporation partielle due aux apports de chaleur externes ou internes.

Ces pertes, bien que physiquement inévitables, posent un véritable problème technique, économique et environnemental représentant non seulement une perte directe de matière, mais peuvent également entraîner des émissions atmosphériques nocives, et dans un contexte industriel de plus en plus axé sur la performance énergétique, la réduction des émissions et la rentabilité, la récupération et la valorisation des BOG deviennent une nécessité plutôt qu'une option.

C'est dans cette perspective que s'inscrit le présent travail, réalisé dans le cadre du complexe CP2K dédié à la production de polyéthylène à haute densité (PEHD).

Face à cette problématique, ce mémoire :

- Propose une solution de récupération des BOG générés dans les réservoirs d'éthylène.
- Étudie la faisabilité technique d'un procédé de liquéfaction à base de propane.
- Simule et dimensionne le système pour évaluer ses performances opérationnelles.
- Évalue les retombées économiques et environnementales du procédé proposé.
- Intègre la solution dans le contexte réel de l'unité CP2K.

Le présent travail s'inscrit ainsi dans une logique d'optimisation industrielle, en apportant une réponse concrète à un problème courant mais souvent négligé, se distinguant par une approche multidisciplinaire combinant des outils de modélisation de procédé, de simulation numérique, d'analyse technico-économique et environnementale, le tout appliqué à un cas réel industriel

démontrant que la récupération des BOG constitue un levier stratégique d'amélioration continue, de durabilité et de création de valeur dans les unités pétrochimiques modernes.

Alors que des études ont déjà porté sur la récupération des gaz de torche ou des pertes de BOG, l'originalité de ce travail réside dans son approche concrète spécifiquement adaptée à l'unité pétrochimique CP2K en tenant compte de ses contraintes opérationnelles. Ce mémoire se distingue par une comparaison de différentes solutions de récupération des BOG à base de différents cycles de réfrigération, permettant une sélection bien réfléchie de ce dernier. En plus de l'aspect technique, il intègre une évaluation économique claire et chiffrée de la solution retenue, ainsi qu'une analyse détaillée des aspects sécuritaires et de l'impact environnemental positif, offrant ainsi une perspective complète et applicable pour une mise en œuvre industrielle efficace.

Ce mémoire est constitué d'une introduction générale, suivie de sept chapitres, d'une conclusion, d'une bibliographie regroupant 32 références, ainsi que de cinq annexes. Il s'étend sur 98 pages comportant 12 tableaux et 18 figures. L'ensemble du document traite du contexte théorique, industriel, de la modélisation du procédé, du dimensionnement des équipements ainsi que d'une évaluation économique et sécuritaire du système conçu.

Chapitre I :

PRÉSENTATION DE

L'UNITÉ INDUSTRIELLE

Introduction

L'unité CP2K est une installation industrielle spécialisée dans la production de polyéthylène haute densité (PEHD). Située dans la zone industrielle de Skikda, elle joue un rôle essentiel dans la valorisation des produits pétrochimiques en Algérie. Ce chapitre présente l'unité dans sa globalité : son implantation, son historique, et ses principales installations.

I.1. Présentation du complexe CP2K

Le complexe CP2K, relevant de la Division Exploitation Pétrochimie de Sonatrach, s'étend sur une superficie de 22 hectares, dont 10 % sont bâtis. Il est situé dans la zone industrielle de Skikda, avec une configuration géographique stratégique :

- **Au Nord** : bordé par la mer Méditerranée.
- **Au Sud** : La route principale de la zone industrielle.
- **À l'Est** : La FIR (Force d'Intervention et de Réserve).
- **À l'Ouest** : L'ancien complexe CP1K, spécialisé dans la production de matières plastiques.

L'unité est spécialisée dans la production de **polyéthylène à haute densité (PEHD)**, avec une capacité de **130 000 tonnes par an**.



Figure I.1 : Image par satellite de la situation géographique du complexe CP2K

I.1.1. Historique du complexe :

- **1988** : L'ENIP et Repsol décident d'intégrer le projet PEHD dans leur coopération.

- **1996** : Lancement officiel du chantier.
- **2002** : Fin des travaux de construction de l'usine.
- **23 mars 2005** : Démarrage du complexe.
- **Juillet 2005** : Inauguration officielle par le Ministre de l'Énergie et des Mines.
- **Janvier 2006** : Repsol se retire du partenariat ; cédant ses parts à l'ENIP.
- **Octobre 2007** : Redémarrage de l'unité avec un personnel 100 % algérien.
- **Avril 2014** : Transfert des utilités de CP1K vers CP2K
- **2021** : Obtention de la certification ISO 9001

I.1.2. Description des zones de production

Le complexe est donc composé de trois zones principales qui sont :

- **Zone humide :**

Ou zone de réaction, regroupe les installations liées à la réaction, on y retrouve notamment les différents traiters de la charge, le réacteur ainsi que les équipements tels que les compresseurs, chambre de flash, système de réfrigération au propane cryogénique.

- **Zone sèche :**

Survient à l'étape post-réaction, contient des éléments qui assurent : le transfert et stockage de la poudre issue du réacteur, l'extrusion de la poudre en granulés, l'homogénéisation, stockage et conditionnement du produit fini, et enfin, l'ensachage et préparation pour l'expédition.

- **Zone d'off-site :**

Assure le bon fonctionnement de l'unité en comportant les utilités nécessaires (chaudières, air, azote, eau dessalée, eau anti-incendie, eau potable) ainsi que le stockage de la charge et l'activation du catalyseur.

Conclusion

La compréhension de l'organisation et fonctionnement de l'unité CP2K est indispensable pour situer le procédé de production du PEHD dans son contexte réel. Cette vue d'ensemble permet d'introduire plus efficacement les notions de polymérisation, et de fonctionnement du procédé de fabrication, qui seront abordées dans le chapitre suivant.

Chapitre II :
LE POLYÉTHYLÈNE
HAUTE DENSITÉ (PEHD)

Introduction :

Les polymères occupent une place centrale dans l'industrie moderne. Parmi eux, le polyéthylène haute densité (PEHD) qui se distingue par sa polyvalence, sa solidité et sa stabilité chimique. La production de ce matériau est assurée par l'unité CP2K selon un procédé bien spécifique.

Comprendre la nature du PEHD, son mode de fabrication et les exigences liées à sa production permet d'appréhender les enjeux techniques et opérationnels auxquels est confrontée cette unité.

II.1. Généralités sur les polymères et la polymérisation

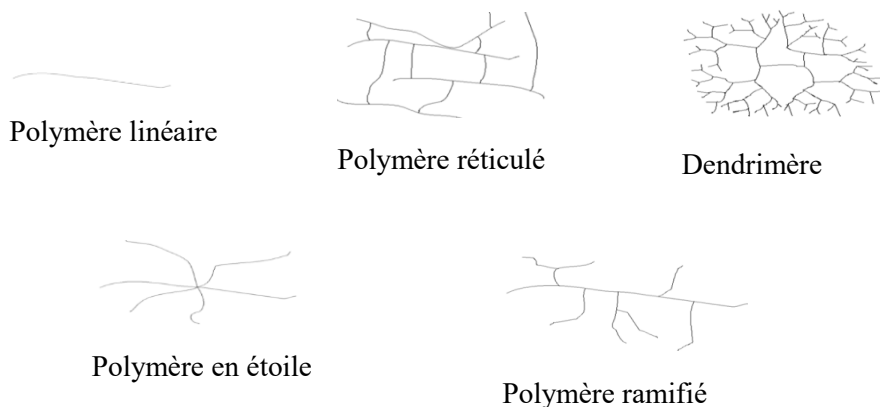
II.1.1 Définition

Un polymère est une **macromolécule** constituée d'un ensemble d'unités de bases (**monomères**) liées par des liaisons covalentes et ponts d'hydrogène.

Les polymères sont issus d'une réaction de polymérisation, soit par **Polyaddition** (addition de deux monomères) ou par **Polycondensation** (condensation des groupements fonctionnels du monomère).

II.1.2. Types des polymères ^[1] :

a. Selon l'architecture :



b. Selon les propriétés :

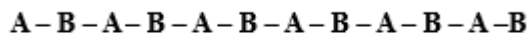
- **Polymères thermoplastiques** : Passant de l'état rigide à l'état malléable par une élévation de température ; polymères linéaires ou ramifiés ; fusible et soluble (recyclable).
- **Élastomères** : Polymères linéaires faiblement réticulés (3D), ayant des interactions intermoléculaires extrêmement faibles ; très grande déformabilité.
- **Polymères thermodurcissables** : Réseaux 3D fortement réticulés ; cuisson ; infusible et insoluble (non recyclable) ; propriétés mécaniques généralement supérieures.

c. Selon l'ordre des molécules :

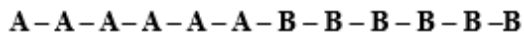
- **Polymères amorphes** : organisation des chaînes désordonnée
- **Polymères cristallins** : organisation des chaînes ordonnée

d. Selon le nombre de monomères :

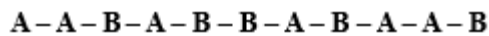
- **Homopolymères** : constitué d'un seul monomère
- **Copolymère** : composé de deux ou plus monomères



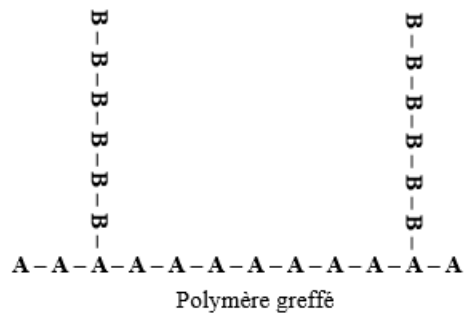
Polymère alterné



Polymère bloc



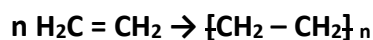
Polymère statique



II.2. Le PEHD

II.2.1. Définition

Le polyéthylène, est la polyoléfine la plus anciennement préparée sur le plan industriel. Il est issu de la polymérisation du monomère éthylène gazeux (seul pour former un homopolymère ou en présence d'un comonomère comme l'alcène pour former un copolymère).



Cette matière fait partie des thermoplastiques, et donc caractérisée par sa capacité à fondre sous l'effet de la chaleur et à se solidifier en refroidissant, sans subir de modification chimique permanente, facilitant ainsi son recyclage.

Le polyéthylène produit au niveau du CP2K est lui caractérisé principalement par sa densité et son indice de fluidité (MI).

II.2.2. Les grades

Le PEHD produit au niveau de l'unité CP2K se trouve en différents types dis "grades" dépendant des conditions opératoires de la réaction de polymérisation résultant en une différence de densité et de fluidité (MI). Chacun de ces grades est destiné à la production de certains produits en particulier.

Parmi les grades produits on retrouve :

Tableau II.1 : les grades de PEHD fabriqué ^[2]

Grade	Application	Utilisation	Densité	Indice de fluidité (MI)
TR-402	Pipe	Piping, tuyaux et flexibles, tuyaux d'arrosage, filets de pêche, cordes...	0,942 – 0,945	0,09 – 0,13
TR-418			0,936 – 0,940	0,19 – 0,24
TR-140	Film	Emballages produits alimentaires, cosmétiques...	0,943 – 0,947	0,23 – 0,33
TR-144			0,941 – 0,948	0,16 – 0,22
4903	Soufflage	Bouteilles et flacons a cosmétiques, bouchons et articles divers	0,947 – 0,950	0,18 – 0,40
5502			0,954 – 0,957	0,30 – 0,40
6006 L			0,955 – 0,958	0,50 – 0,70
6030	Injection	Couvercles, articles techniques et automobiles, corbeilles...	0,960 – 0,964	2,00 – 3,00
6040			0,960 – 0,964	3,00 – 5,00
6060			0,960 – 0,964	5,00 – 7,00
6080			0,960 – 0,964	7,00 – 9,00

II.3. Les procédés de fabrication du PEHD

II.3.1. Historique

La découverte du **polyéthylène** remonte aux années 1930, avec le **(PEBD)** à **pression élevée**. A partir des années 1950, l'évolution des techniques catalytiques a permis la production de polyéthylène linéaire **(PEHD)** à **basse pression**. ^[3]

On distingue alors différents procédés :

- Le procédé Phillips, utilisant un catalyseur au chrome supporté sur silice-alumine, qui a par la suite évolué vers des versions plus optimisées telles que le PF puis le XPF.
- Le procédé Ziegler-Natta, basé sur des systèmes catalytiques organométalliques principalement à base de titane et d'aluminium.

Ces procédés ont joué un rôle majeur en permettant la production de résines à densité contrôlée, avec une meilleure résistance mécanique, une plus grande pureté, et des propriétés adaptées à de nombreuses applications industrielles.

L'unité de production **CP2K** utilise dans sa fabrication de **PEHD** le type de procédé Phillips dans sa version **PF**.

II.3.2. Le procédé Particle Form (PF)

C'est un procédé de polymérisation catalytique par coordination de l'éthylène, se produisant dans un réacteur tubulaire continu, en phase liquide (en suspension dans l'isobutane).

La réaction chimique, fortement exothermique (≈ 800 kcal/kg), se déroule à une température qui se trouve entre 85 et 110°C et à une pression de 42 à 44 kg/cm² (g)

La charge alimentant le réacteur (éthylène, isobutane, hydrogène et hexène), exige un haut degré de pureté. Elle est donc préalablement traitée afin d'éliminer les poisons éventuels du catalyseur (principalement l'acétylène, l'oxygène, le monoxyde de carbone, dioxyde de carbone, le méthanol et l'eau)

II.3.3. Le procédé Extended Particle Form (XPF)

Le procédé XPF est une **version améliorée** du procédé PF. Il repose sur le même principe de polymérisation catalytique, mais introduit : un **meilleur contrôle de la température** dans le réacteur, une **gamme de grades plus large**, plus de **flexibilité** dans le design du produit

II.4. Description du procédé

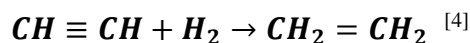
II.4.1. La charge

a. L'éthylène

C'est le monomère de base du PEHD, il est introduit dans le réacteur à l'état gazeux, afin d'assurer sa pureté élevée ($\geq 99,9$ %) pour éviter l'empoisonnement du catalyseur il subit une série de prétraitements ^[3] :

- Élimination de l'acétylène :

L'éthylène entrant dans l'unité de production est traité dans un **traiteur d'acétylène** équipé du **catalyseur** qui permet de convertir l'acétylène présent en éthylène par une réaction d'hydrogénation. Cette étape se déroule selon la réaction :



Sous les conditions opératoires de :

- Catalyseur : **BASF RO-20**
- Température : **32 °C**
- Pression : **16.6 kg/cm²g**

- Élimination de l'Oxygène (O₂) et le monoxyde de carbone (CO) :

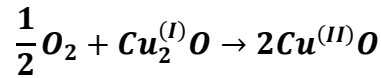
Avant d'entrer dans les **traiteurs d'oxygène** et **traiteurs de monoxyde de carbone**.

L'éthylène est comprimé grâce à l'un des deux compresseurs. Cette étape est cruciale pour la préparation avant sa circulation dans les différents traiteurs. Sa température est également régulée et contrôlée pour éviter la libération des poisons adsorbés sur les lits catalytiques des traiteurs.

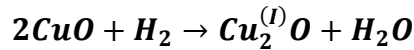
Les unités de traitement contiennent chacune un **catalyseur**, destiné à éliminer l'oxygène et le monoxyde de carbone, qui peuvent interférer avec le processus de polymérisation.

L'élimination d'O₂ se fait selon la réaction ^[4] :

En phase de reaction :



En régénération :

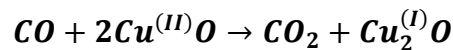


Sous les conditions opératoires de :

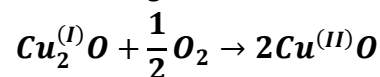
- Catalyseur : **G-66B**
- Température : **124 °C**
- Pression : **57 kg/cm²g**

Quant à l'élimination du CO ^[4] :

En phase de reaction :



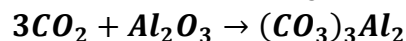
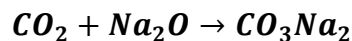
En régénération :



- **Elimination du dioxyde de carbone (CO₂) :**

Le **dioxyde de carbone (CO₂)** se trouve en petite quantité dans l'éthylène et il est également généré par la réaction qui se produit lors de l'élimination du CO. Etant un poison du catalyseur de polymérisation, il est retiré de l'éthylène entrant à l'aide de **dessiccants à base d'oxyde de sodium sur alumine**. Ce traitement est effectué dans les **traiteurs de dioxyde de carbone** selon la réaction ^[4] :

En phase de reaction :



En régénération :



Sous les conditions opératoires de :

- Catalyseur : **Oxyde de sodium sur alumine**
- Température : **38 °C**
- Pression : **56 kg/cm²g**

- Refroidissement et élimination des liquides

Après ces étapes de traitement, l'éthylène est refroidi dans le **refroidisseur d'éthylène** puis passe par un **tamis moléculaire** équipé d'un filtre en maille métallique pour éliminer toute présence de liquide résiduel dans le flux gazeux (principalement le **H₂O** et **méthanol**).

Après cette série de traitements l'éthylène peut être considéré prêt à s'introduire dans le réacteur pour l'étape de polymérisation.

- Régénération des systèmes de traitement

Les différents systèmes de traitement mentionnés sont régénérés à l'aide d'un **système d'azote à basse pression**. Ce dernier permet d'éliminer les impuretés accumulées dans les lits catalytiques. Le gaz d'azote purge le système, et après avoir été chauffé à température de régénération, il passe dans les différents "**Regeneration Gas Heat Recovery Exchanger**" avant d'être évacué vers la **torche** en cas de retour du gaz après régénération. [3]

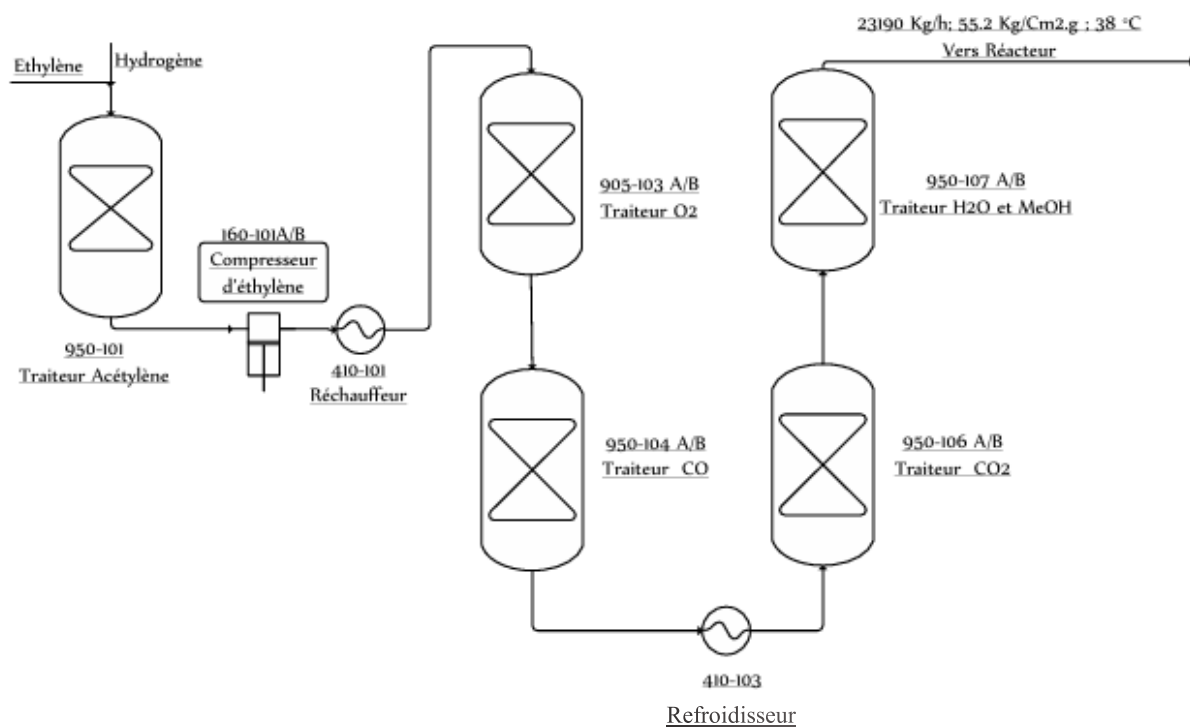


Figure II.1 : système de traitement de la charge d'éthylène [9]

b. L'isobutane

Il joue le rôle de **milieu réactionnel**. Il sert de **solvant dispersant**, maintenant la résine en suspension dans le réacteur, ce qui facilite le transfert de chaleur et empêche la formation de blocs de polymère. Il est également utilisé comme fluide de rinçage et dans divers systèmes d'injection du catalyseur, et agents de contrôle.

Avant d'être introduit dans le réacteur, il est soumis à un traitement visant à éliminer l'humidité et les gaz dissous, afin d'éviter toute interférence avec le catalyseur ou réaction indésirable.

Le traitement comporte les étapes suivantes :

1. **Dégazage** : Il est d'abord envoyé dans la **colonne de dégazage**, où les composés volatils résiduels sont éliminés. Avec un rebouilleur et un condenseur assurant la séparation.
2. **Refroidissement** : le flux est ensuite refroidi dans un **échangeur** pour compenser la chaleur introduite par les pompes.
3. **Séchage** : l'isobutane passe ensuite dans une **batterie de sécheurs** contenant des tamis moléculaires qui adsorbent l'humidité résiduelle.
4. **Filtration** : en sortie, une **filtration finale** est effectuée pour retenir d'éventuelles particules avant injection dans le réacteur.

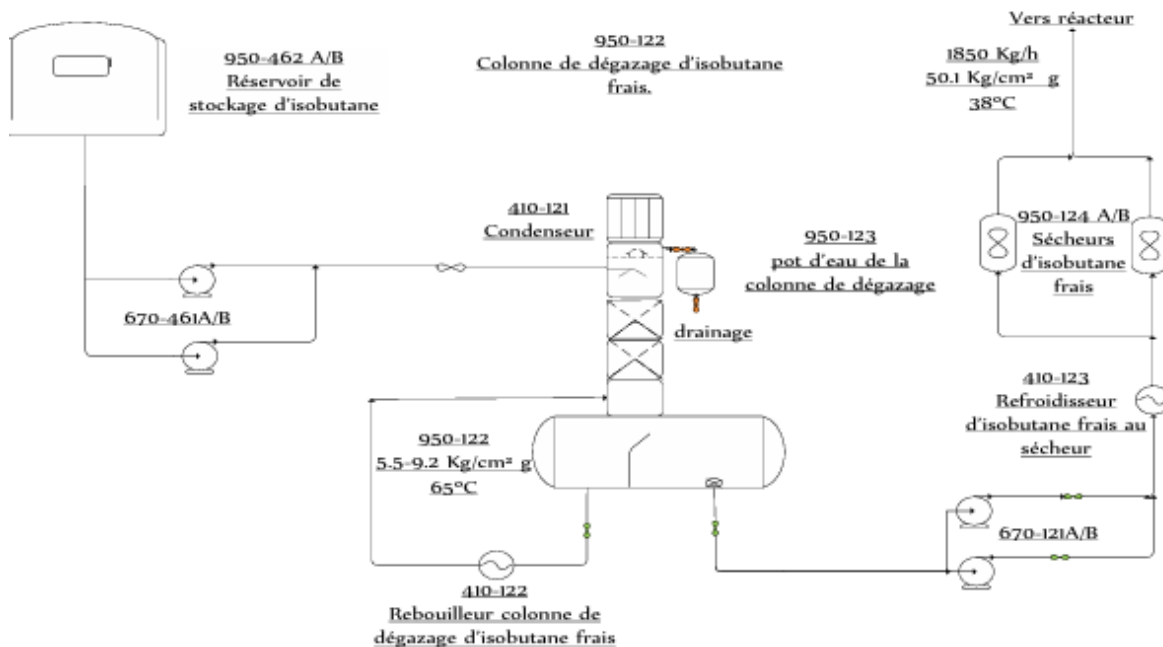


Figure II.2 : système de dégazage et traitement de l'isobutane [9]

c. Hexène

L'hexène est un **comonomère** utilisé en petites quantités dans la production de **copolymères** ayant des propriétés spécifiques pour certaines applications. Il modifie la structure moléculaire du polymère, affectant des caractéristiques importantes telles que la **densité**, la **flexibilité**, la **résistance à la rupture**, et la **crystallisation**, son ajout permet d'obtenir une densité plus faible et par conséquent une meilleure flexibilité. Mais avant cela, et comme le reste de la charge, il doit passer par un traitement impliquant :

- 1- **Un dégazage** : Il est envoyé dans la **colonne de dégazage**, similaire à celle de l'isobutane, opérant à environ **0,7 kg/cm² (g) et 81 °C**, équipée d'un **rebouilleur** et d'un

condenseur.

Cette étape élimine les **gaz non condensables et l'eau dissoute**, qui sont ensuite évacués via un **pot de drainage**. Le reflux en tête améliore l'efficacité de la séparation.

- 2- **Refroidissement** : Le flux d'hexène dégazé passe par un **échangeur** pour être refroidi avant séchage.
- 3- **Séchage** : L'hexène est ensuite dirigé vers les **sécheurs**, contenant des **tamis moléculaires**, éliminant toute trace d'humidité résiduelle. Les sécheurs peuvent fonctionner en série ou en parallèle, et sont **alternativement régénérés** à l'aide d'azote à température ambiante, après dépressurisation.

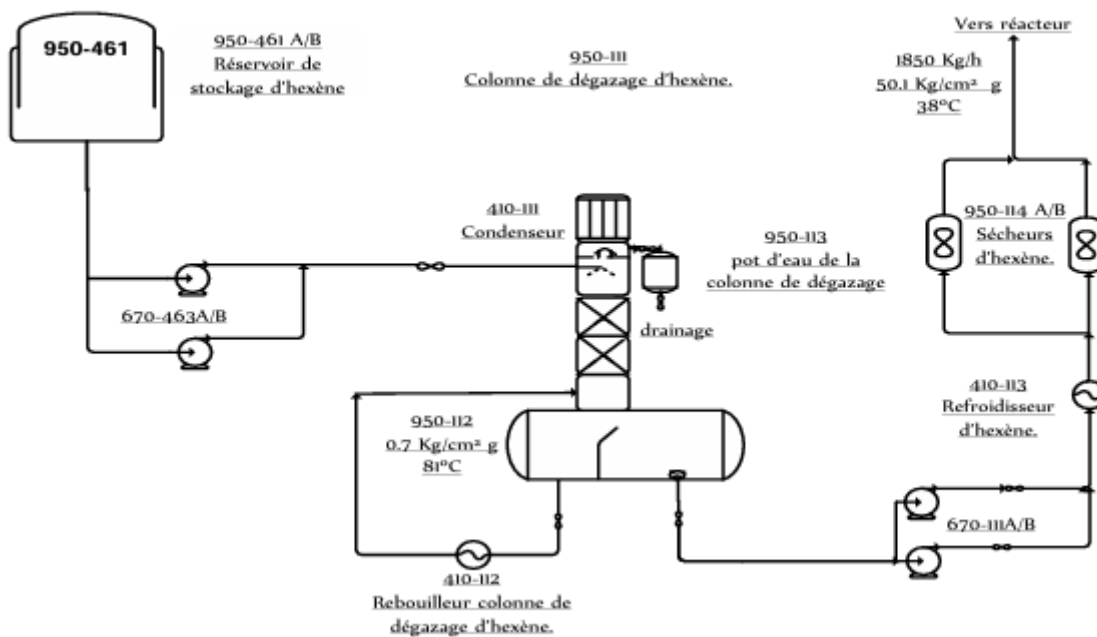


Figure II.3 : système de dégazage et traitement de l'hexène ^[9]

d. Hydrogène

L'hydrogène est un **gaz réactif essentiel** dans le procédé, notamment pour le **contrôle de l'indice de fluidité (MI)** des polymères produits. Il agit comme régulateur de la longueur de chaîne polymère, en interrompant la croissance des chaînes, ce qui réduit leur poids moléculaire et augmente l'indice de fluidité du polymère final. Il est également utilisé dans le réacteur d'élimination de l'acétylène.

Avant d'être utilisé, il est **séché** dans des traiteurs à **tamis moléculaires** sous une pression de conception de **61 kg/cm²g à 63°C**. ^[3]

Après séchage, l'hydrogène passe à travers des filtres, capables de retenir les particules supérieures à 5 microns, avant son introduction dans le réacteur.

Le débit d'hydrogène est contrôlé automatiquement afin d'ajuster avec précision le ratio hydrogène/éthylène en fonction du MI souhaité.

Les traiteurs d'hydrogène sont régénérés à l'aide de l'azote sec chauffé.

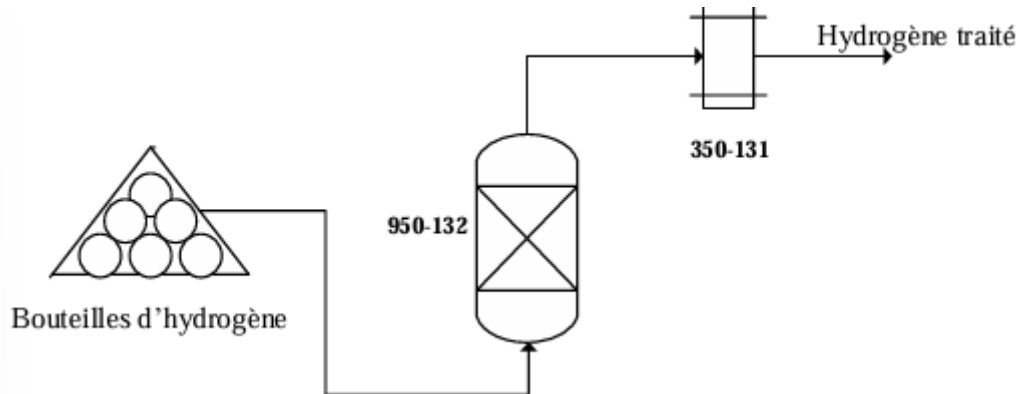


Figure II.4 : système de traitement de l'hydrogène ^[9]

e. Le catalyseur

Le catalyseur qui est utilisé dans ce procédé est l'**oxyde de chrome (Cr_2O_3)** supporté sur de la **silice**.

Avant d'être introduit dans le réacteur et afin qu'il puisse atteindre l'objectif de production, celui-ci doit subir d'abord un processus d'activation par le biais de la chaleur, suite auquel il se verra changé de valence.

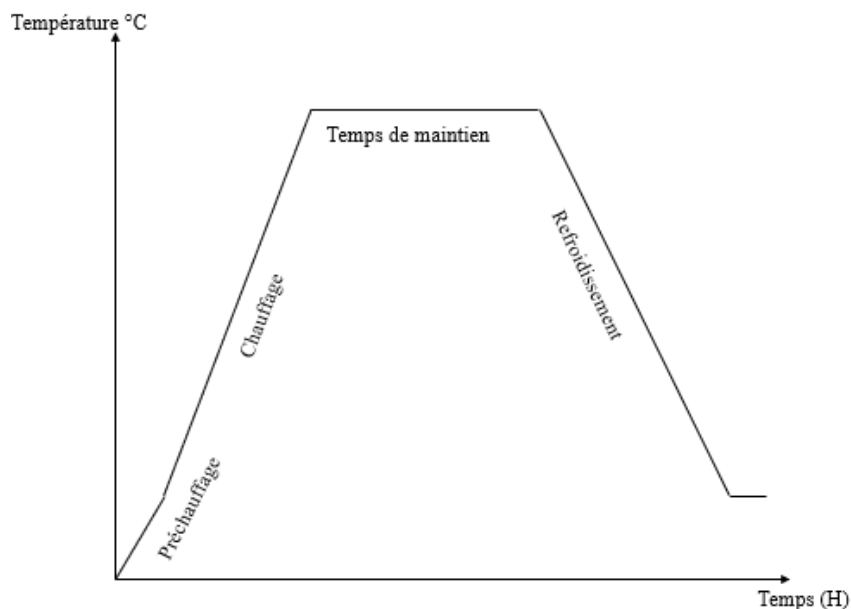


Figure II.5 : schéma de la température d'activation du catalyseur en fonction du temps ^[3]

II.4.2 La réaction de polymérisation de l'éthylène

La réaction de polymérisation s'effectue dans un **réacteur à lit fluidisé**, spécialement conçu par **Phillips Petroleum Company**. Dans ce réacteur, **l'éthylène** (monomère principal), **l'hexène** (comonomère pour ajuster la densité du polymère), **l'hydrogène** (sert à ajuster le MI du produit), le **catalyseur au chrome activé**, **l'isobutane** (utilisé comme diluant ou solvant), ainsi que des **additifs** sont introduits de manière contrôlée.

La réaction est **exothermique**, alors pour maintenir des conditions stables, le système est équipé de **refroidissement interne** via des serpents. Le procédé est opéré typiquement à une **température de 93 à 110 °C** et à une **pression entre 42 et 44 bars**, cela va en effet dépendre du grade souhaité à produire. Le flux ascendant d'isobutane assure la **fluidisation du lit de particules de polymère** en formation, ce qui favorise une bonne dispersion du catalyseur et des monomères.

Une fois le polymère formé, il est récupéré en continu au niveau des pattes de décantation, qui vont concentrer le mélange polyéthylène-isobutane par décantation, avant que celui-ci soit déchargé dans la chambre de flash.

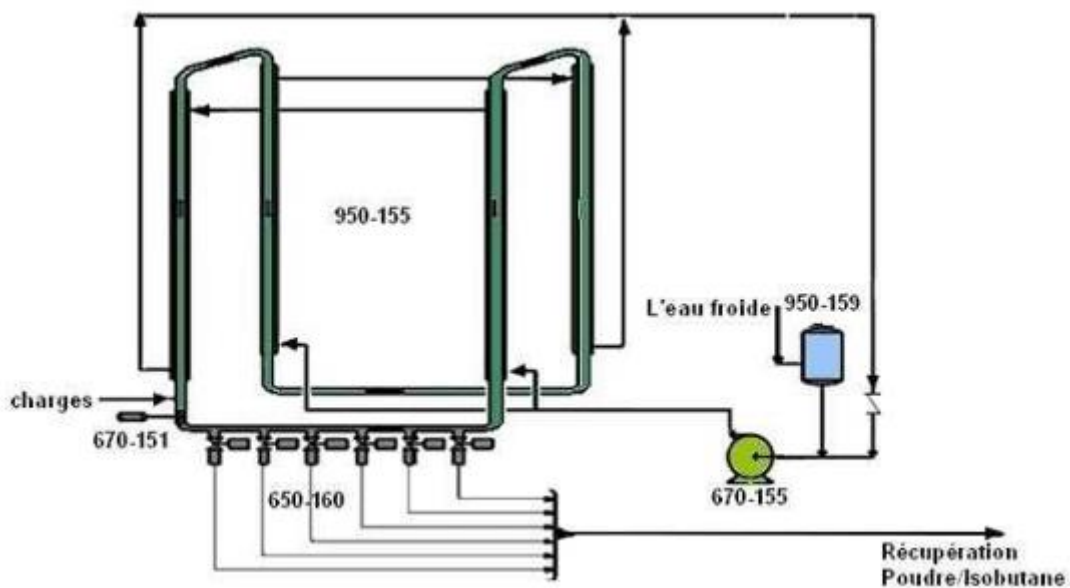


Figure II.6 : le réacteur de polymérisation [9]

II.4.3 Le produit

Après polymérisation, le polymère solide formé est dirigé vers la chambre de flash afin d'être **séparé de l'isobutane** et de l'éthylène non réagi.

L'isobutane est **purifié et recyclé**, et le polymère est **séché, mélangé à des additifs (antioxydants, etc.)**, **extrudé**, puis **transformé en pastilles**. Ces pastilles sont **stockées**, puis **ensachés** prêts pour la commercialisation.

Conclusion :

Ce chapitre a permis d'introduire les notions essentielles liées aux polymères, avec un focus particulier sur le PEHD produit au sein de l'unité CP2K. La présentation du procédé et des matières impliquées permet de mieux cerner les exigences techniques et les conditions de fonctionnement qui encadrent la production.

Il est maintenant essentiel de se pencher sur la gestion d'une ressource clé : **l'éthylène**, ce qui fera l'objet d'une analyse approfondie dans le chapitre suivant.

Chapitre III :
GESTION DE
L'ÉTHYLÈNE ET DU
BOIL-OFF

Introduction :

Comme l'éthylène est la matière première principale utilisée dans la production de PEHD au sein du CP2K, et en raison de ses propriétés physico-chimiques et de son point d'ébullition extrêmement bas, sa gestion demande une attention particulière, notamment durant les phases de stockage. Ce chapitre présente donc ses modalités d'approvisionnement et de stockage, les pertes par évaporation sous forme de Boil-Off Gas (BOG), les impacts associés à ce phénomène, ainsi que les solutions envisagées pour sa récupération et sa valorisation.

III.1. L'éthylène

III.1.1. Définition :

L'éthylène (ou éthène), de formule chimique C_2H_4 , est le plus simple des alcènes, caractérisé par une double liaison carbone-carbone. C'est un gaz incolore, légèrement plus léger que l'air, et hautement inflammable. Il est naturellement produit par certaines plantes où il agit comme une hormone végétale, mais il est principalement synthétisé industriellement par vapocraquage d'hydrocarbures. ^[5]

III.1.2. Propriétés physico-chimiques :

Tableau III.1 : Propriétés physico-chimiques de l'éthylène ^[6]

Propriété	Valeur
Formule chimique	C_2H_4
Masse moléculaire	28.05 g/mol
Température d'ébullition	-103,7 °C
Température de fusion	-169,2 °C
Densité	0,97
Solubilité dans l'eau	Faible
Inflammabilité	Très inflammable
Température d'auto-inflammation	490 °C

III.1.3. Application industrielle :

L'éthylène est l'un des produits pétrochimiques les plus synthétisés et utilisés au monde, surtout car il sert de matière première pour la fabrication de nombreux composés et matériaux tels que ^[7] :

- **Polyéthylène** : c'est l'un des plastiques les plus utilisés, que ce soit en PEHD, PEBD, ...etc.
- **Éthylène glycol** : utilisé comme composé antigel et aussi la fabrication de fibres synthétiques.
- **Oxyde d'éthylène** : intermédiaire dans la production de tensioactifs et de solvants.
- **Ethanol** : utilisé comme solvant ou comme carburant.

- **Éthylbenzène** : sert à la production du styrène qui lui est utilisé dans la fabrication de polystyrène.
- **Chlorure de vinyle** : utilisé pour produire le polychlorure de vinyle (PVC).

Quant au niveau de l'unité CP2K, il est utilisé en tant que monomère principal dans la production du PEHD.

III.2. L'éthylène au CP2K

III.2.1. Approvisionnement

Etant le monomère principal de la fabrication du PEHD, l'éthylène doit être continuellement disponible pour assurer le fonctionnement de l'unité CP2K.

- **Initialement**, cet approvisionnement était assuré **localement**, grâce au CP1K, complexe pétrochimique situé à proximité. Ce dernier produisait de **l'éthylène par le procédé de vapocraquage** qui consiste à craquer une charge d'hydrocarbures légers, notamment de l'éthane, pour produire des hydrocarbures insaturés, à une haute température et une pression avoisinant les 1 bars, tout en présence de la vapeur d'eau. [8]

- **Actuellement**, suite à l'arrêt du complexe CP1K, la production locale d'éthylène a donc cessé, obligeant l'unité CP2K à se tourner vers **l'importation** comme seule source d'alimentation pour répondre à ses besoins.

III.2.2. Stockage :

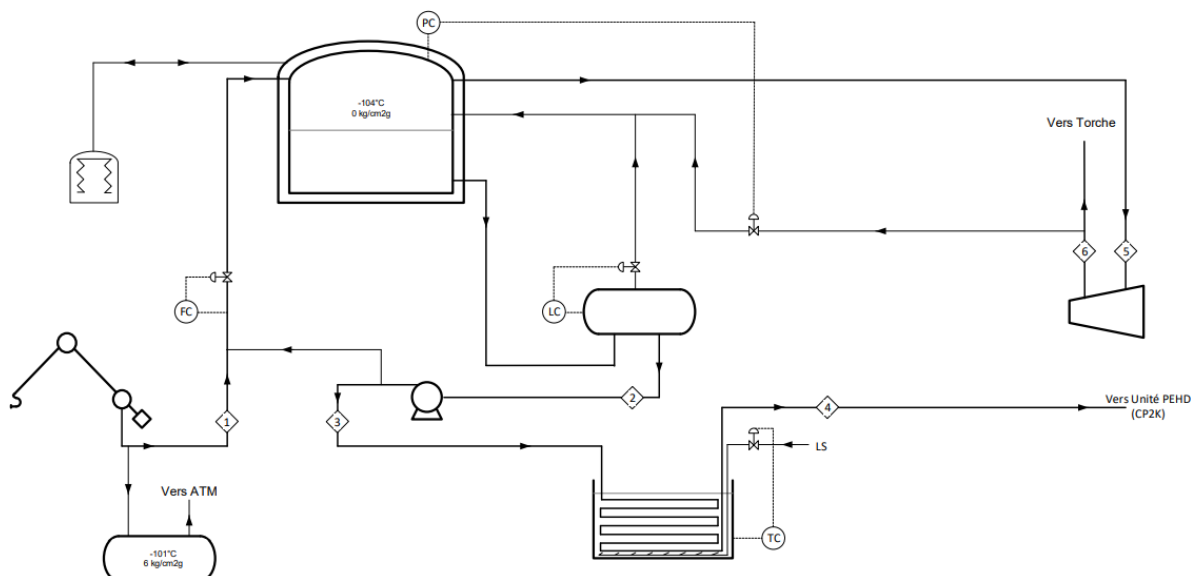


Figure III.1 : PFD DE LA SECTION DE STOCKAGE D'ETHYLENE [9]

L'éthylène utilisé au CP2K arrive par voie maritime par navire gazier sous forme liquide et est stocké au niveau du CP1K dans un Bac de stockage de type cryogénique d'une capacité maximale de 12000 Tonnes.

III.2.3. Conditions de stockage :

L'éthylène est stocké à une température de -104°C et une pression de **1.013 bars** ce qui assure son maintien à l'état liquide

III.2.4. Propriétés du bac :

Au vu de la nature du fluide stocké (éthylène liquide), le bac doit répondre à certaines normes afin d'assurer son **isothermicité** et garder les caractéristiques de l'éthylène. Il est donc doté de parois à la perlite munies d'un traçage à l'azote afin d'assurer le mouvement continue de cette dernière.

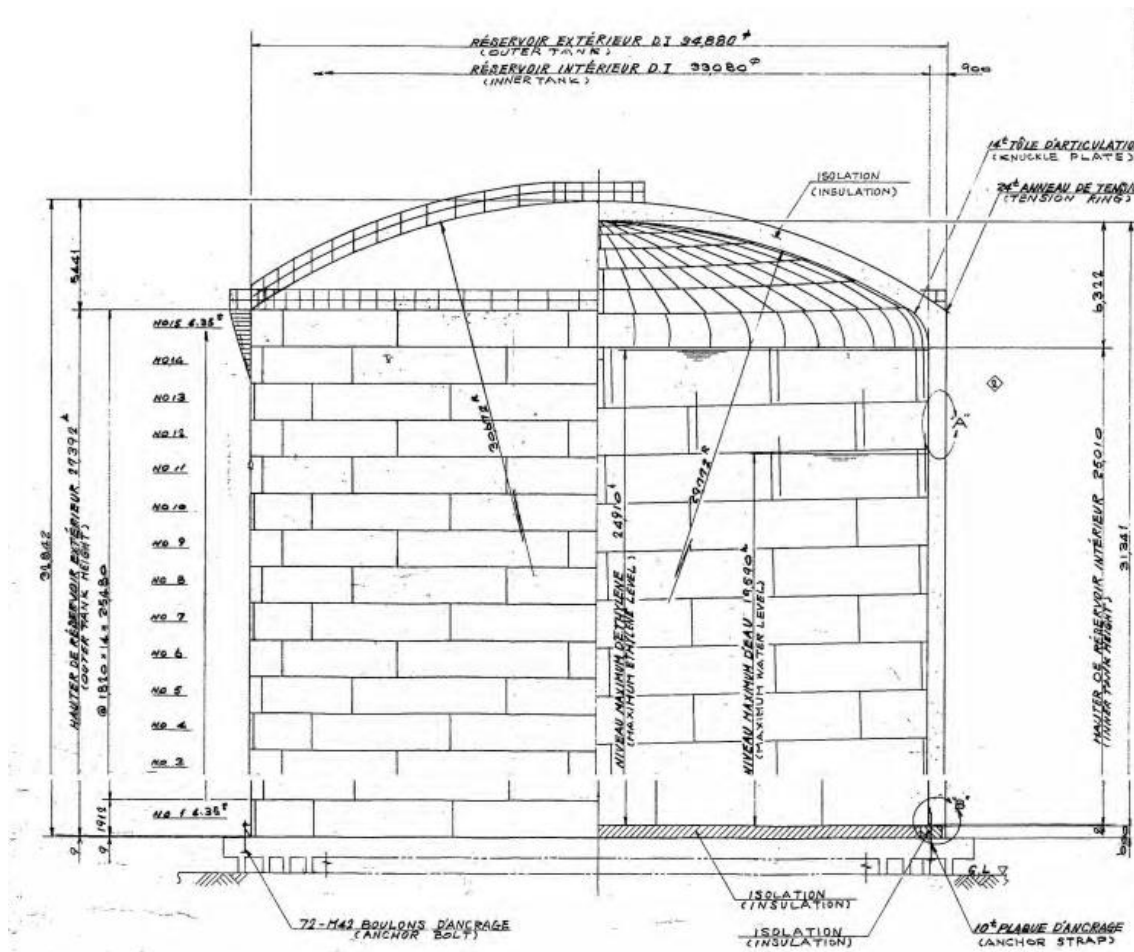


Figure III.2 : Réservoir de stockage d'éthylène [9]

III.3 Le phénomène de Boil-Off Gas (BOG)

Le **Boil-Off Gas (BOG)** désigne les vapeurs générées lors de l'évaporation partielle d'un fluide cryogénique liquéfié, tels que des hydrocarbures comme le GNL ou l'éthylène. Ce phénomène est très courant lors du transport et stockage de ces substances, car toute entrée de chaleur, même minime, conduit à la vaporisation des parties légères du liquide. Le gaz formé s'accumule et provoque une **augmentation de la pression** interne du réservoir. ^{[10][11]}

Lorsqu'un liquide est stocké dans ces conditions particulières, même avec les mesures d'isolation mises en place, la formation de BOG reste **inévitable** à cause de plusieurs facteurs.

Au niveau du CP2K, on estime qu'environ **8 tonnes de BOG sont générées quotidiennement**, ce qui représente une quantité non négligeable d'éthylène perdue. Ces pertes sont encore plus **importantes lors des opérations de déchargement des navires**, où l'agitation mécanique et les variations de pression et température contribuent à une évaporation massive.

Actuellement, les BOG générés sont **dirigés vers le système de torchage**, qui permet de les brûler de manière contrôlée.

III.4. Facteurs influant sur la génération de BOG

Plusieurs facteurs clés jouent un rôle dans la quantité de BOG générée lors du stockage et du transport de l'éthylène, à savoir :

- **L'isolation du réservoir** : un réservoir mal isolé laisse passer de la chaleur et accélère l'évaporation.
- **Les conditions ambiantes** : lorsque la température extérieure est élevée, les échanges thermiques avec l'environnement augmentent ce qui chauffe le contenu du réservoir et génère plus de BOG.
- **La durée du stockage** : plus le temps de stockage est long, plus le réservoir accumule de la chaleur et dégage des BOG.
- **Niveau de remplissage du bac** : un réservoir partiellement rempli contient plus de surface libre pour l'évaporation.
- **Agitations ou vibrations externes** : toute perturbation mécanique provoque des évaporations.

III.5. Impact du phénomène de BOG sur l'unité CP2K

- Perte économique directe

Le torchage du BOG représente une **perte financière** significative, sachant que le prix de la tonne d'éthylène sur le marché international varie entre **920 et 1400 USD/Tonne**.

Avec une perte moyenne de **8T/jr**, cela équivaut à une perte d'environ **3 387 200 millions USD par an** soit **914 544 000 millions de dinars algériens par an** en moyenne, et ces pertes impactent directement la rentabilité de l'unité ^[12].

- Réduction de la capacité de production

Le BOG évacué par torchage entraîne une diminution de la matière première disponible, affectant ainsi le **rendement** global de l'unité.

- Impact environnemental

Le torchage du BOG dans l'atmosphère génère des **émissions** contribuent au **réchauffement climatique** et peuvent avoir des effets néfastes sur la **santé** humaine et les écosystèmes locaux.

- Contraintes réglementaires et fiscales

Le torchage de routine est de plus en plus restreint par les normes internationales. En Algérie, la loi sur les hydrocarbures N°19-13 interdit le torchage sauf en cas de nécessité technique ou de sécurité. Le non-respect de ces réglementations peut entraîner des sanctions financières, des pénalités fiscales et nuire à la réputation de l'entreprise ^[13].

III.6. Stratégies de réduction et de récupération des BOG

Le BOG en général représente une perte à la fois économique, énergétique et environnementale. Plusieurs solutions industrielles sont alors mises en œuvre pour limiter son émission ou le valoriser :

a) Réduction à la source (prévention des pertes)

- **Amélioration de l'isolation thermique** : réduction de l'apport thermique externe grâce à des matériaux d'isolation de haute performance.
- **Minimisation** des ouvertures (chargement/déchargement, inspections)
- **Contrôle** précis de la température et de la pression dans les bacs
- **Planification** des opérations pour limiter la stagnation du produit

b) Récupération et valorisation :

- **Re-compression** : il est compressé puis réinjecté en amont du procédé ou dans un réseau gaz.
 - **Re-liquéfaction** : le BOG est refroidi à l'aide d'un cycle frigorifique pour le renvoyer dans le bac.
 - **Utilisation comme carburant** : dans certains cas, le BOG peut être brûlé pour produire de l'énergie.
 - **Torchage contrôlé** : solution de dernier recours, utilisée uniquement en cas de surcharge ou d'urgence.
- ❖ Au niveau de l'unité CP2K, sa récupération est d'autant plus critique vu que l'unité dépend exclusivement de l'éthylène, plusieurs stratégies peuvent être envisagées, mais leur mise en œuvre doit être évaluée en fonction de certains critères techniques, économiques et environnementaux.

Dans ce cadre, deux configurations de récupération ont été envisagées, simulées et comparées dans le but d'identifier la solution la plus adaptée au contexte spécifique de l'unité.



Figure III.3 : Emplacement de la nouvelle unité de liquéfaction de BOG d'éthylène

III.7. Composition et conditions du Boil-Off Gas d'éthylène

Tableau III.2 : Composition et conditions du Boil-Off Gas d'éthylène ^[2]

Le composé	L'unité	La valeur
Ethylène	Fractions molaires	0.99930
Méthane		0.00040
Ethane		0.00025
Hydrogène		0.00005
C3+		0.00001 max
H2O	PPM par poids	10
CO2		5
CO		1
O2		1
Sulfures		1
Azote		100
Température		°C
Pression	Bar	0.013
Mass flowrate (Min / Moy / Max)	Kg/h	400 / 625 / 1100

Conclusion

Ce chapitre a permis de présenter la matière principale de de l'unité et d'introduire le concept des BOG qui constituent une perte énergétique, économique et environnementale significative pour l'unité.

La récupération de ces BOG apparaît ainsi comme un choix évident pour réduire les pertes, optimiser la production, et améliorer la performance globale de l'unité. Cette problématique est donc approfondie par une étude de simulation et d'optimisation dans le chapitre suivant.

Chapitre IV :
MODÉLISATION ET
SIMULATION DU
SYSTÈME DE
RÉCUPÉRATION

Introduction :

Dans ce chapitre, une approche de modélisation numérique est adoptée pour concevoir et évaluer un système de récupération des BOG d'éthylène en s'appuyant sur le logiciel **Aspen HYSYS**. L'objectif est de simuler différentes configurations de réfrigération permettant de revaloriser ces BOG, et d'identifier une solution optimale.

IV.1 Présentation du logiciel Aspen HYSYS

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation de procédés chimiques développé par AspenTech, très utilisé en industrie pétrolière et gazière grâce à sa capacité de modélisation mathématique de divers procédés avec grande précision allant des simples opérations unitaires jusqu'au grandes installations de raffineries et unités pétrochimiques permettant d'établir tous calculs simple ou complexe comme les bilans de matière ou d'énergie, les transferts de chaleur, la cinétique...etc. ^[14].

Dans le cadre de cette étude, ce logiciel a été utilisé, dans sa version V11, pour simuler la récupération des gaz d'évaporation (BOG), en évaluant différentes options et a permis de comparer les cycles de réfrigération (au propane et à l'éthylène liquide froid), en analysant les équipements requis, la consommation énergétique et les coûts associés.

IV.2 Choix du modèle thermodynamique

Un modèle thermodynamique est un outil mathématique qui permet de prédire les propriétés physiques et les équilibres de phases (liquide, vapeur, solide) d'un système chimique en fonction de ses conditions opératoires (température, pression, composition).

Dans cette étude, l'équation d'état de **Peng-Robinson** a été retenue, essentiellement car il s'agit d'un modèle qui peut être utilisé pour décrire le comportement des mélanges contenant des hydrocarbures légers, représente un bon compromis de précision et complexité ainsi que c'est le plus recommandé pour les systèmes gaz-liquide et utilisé par défaut dans Aspen HYSYS pour ce type de systèmes pétrochimiques ^[15].

IV.3 Simulation des systèmes de récupération

Dans le but d'identifier la solution la plus adaptée pour la récupération des Boil-Off Gases, deux scénarios ont été proposés et simulés à l'aide du logiciel Aspen HYSYS.

La première solution repose sur un circuit utilisant du propane comme fluide frigorigène, tandis que la seconde exploite un flux de l'éthylène stocké comme moyen de condensation.

Ces deux configurations ont été modélisées pour en évaluer la faisabilité technique, la performance thermique, ainsi que leur intégration potentielle au sein de l'unité CP2K.

IV.4 Option 1 : Récupération du BOG par liquéfaction via un cycle au propane

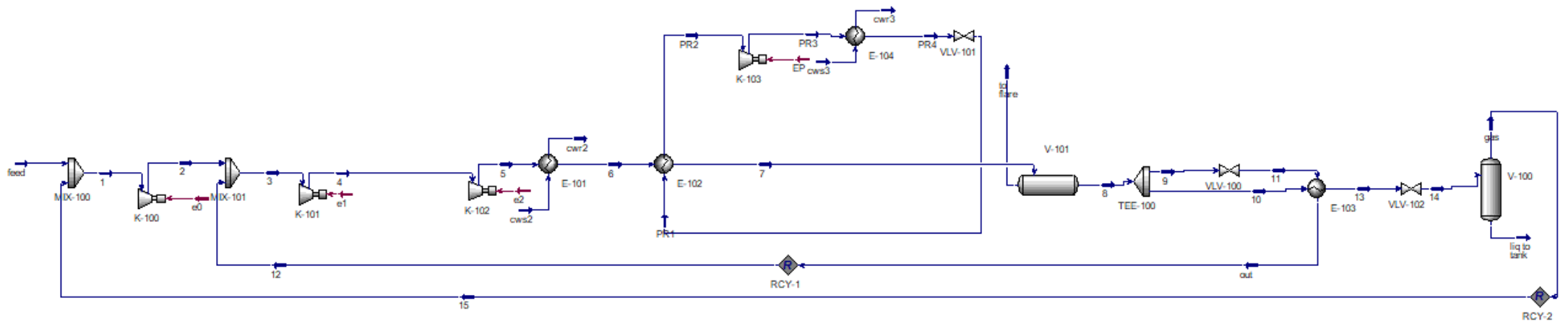


Figure IV.1 : Schéma de simulation du cycle de re-liquéfaction des BOG avec propane sous Aspen HYSYS

IV.4.1 Explication du schéma :

- Cycle d'éthylène

Les BOG (feed) sont mélangés, dans le mixer (MIX-100), aux vapeurs recyclées (15) et par conséquent légèrement refroidis.

Le mélange (1) est ainsi aspiré par le compresseur (K-100).

A sa sortie, il est mélangé dans le mixer (MIX-101) aux vapeurs recyclées (12) et l'ensemble est aspiré par les compresseurs (K-101) et (K-102).

Par suite de cela, le flux sortant (5), sera envoyé vers l'échangeur de type « tube et calandre » (E-101) afin d'être refroidi par une eau de refroidissement (CW).

Par la suite, l'échangeur (E-102) à son tour, recevra par l'entrée de sa calandre le flux (6) de BOG et par l'entrée du tube un flux de propane (PR1), ce qui résulte en un échange thermique entre les deux fluides.

Lors de cet échange, le propane entrant va céder de la chaleur qui sera récupérée par les vapeurs de BOG, par conséquent, ces dernières se verront condensées (7).

Ensuite, l'éthylène liquéfié récupéré (7) est dirigé vers un séparateur (V-101) afin d'éliminer de potentielles vapeurs.

A la sortie du séparateur, le liquide sortant (8) est divisé par le (TEE-100) en deux flux (9) et (10).

Le (9) se verra subir une détente à effet Joule Thomson par la voie d'une vanne (VLV-100). Un refroidissement aura lieu suite à la baisse brusque de pression.

Dans l'échangeur (E-103), (11) va servir à refroidir (10), une fois qu'il a cédé sa chaleur, il quitte l'échangeur et sera recyclé (12) au niveau du (Mix-101).

Quant au liquide sortant (13), il va subir une dernière opération de détente afin d'atteindre sa température de stockage et sera envoyé au bac de stockage après passage dans un séparateur (V-100) éliminant tout traces d'éléments vapeurs (15).

- Cycle de propane

Le propane (PR1) va céder sa chaleur au BOG (6) dans l'échangeur (E-102), à sa sortie, le (PR2) se fera compresser par le compresseur (K-103).

A la sortie du compresseur, le (PR3) devra se faire refroidir dans l'échangeur (E-104) par une eau de refroidissement (CW).

Le propane refroidi (PR4) le sera davantage grâce à une détente Joule Thomson par la vanne (VLV-101) et retrouvera sa température principale (PR1) en formant donc un cycle fermé de refroidissement.

IV.4.2 Données et conditions opératoires :

Tableau IV.1 : Données et conditions opératoires de l'option N°01 de récupération des BOG

Stream	Température (°C)	Pression (Bar)	Mass flow (kg/h)	Composition	Phase	
Cycle d'éthylène						
Feed	-75	1.013	1100	99.9% Ethylène	Vapeur	
1	-81.73	1.013	1437			
2	-18.75	2.798	1437			
3	-35.99	2.763	1965			
4	41.74	8.29	1965			
5	131.1	24.87	1965			
6	42	24.77	1965			
7	-25	24.67	1965		Liquide	
8	-25	24.67	1965			
9	-25	24.67	527.9			
10	-25	24.67	1437			
11	-84.44	2.798	527.9			0.3751 vap
12	-84.71	2.763	527.9			Vapeur
13	-58.89	24.65	1437			Liquide
14	-104.1	1.013	1437			0.2345 vap
15	-104.1	1.013	336.9	Vapeur		
Liq to tank	-104.1	1.013	1100	Liquide		
CW _{in}	29	5.426	7781	100% H2O	Aqueuse	
CW _{out}	39	4.926	7781			
Cycle de propane						
PR1	-31.19	1.602	4038	100% Propane	0.4635 vap	
PR2	-40.26	1.102			Vapeur	
PR3	78.65	15.72			Vapeur	
PR4	42	15.63			Liquide	
CW _{in}	29	5.426	3.537e+004	100% eau	Aqueuse	
CW _{out}	39	4.936			Aqueuse	

IV.5. Option 2 : Récupération du BOG par échange thermique avec de l'éthylène liquide froid

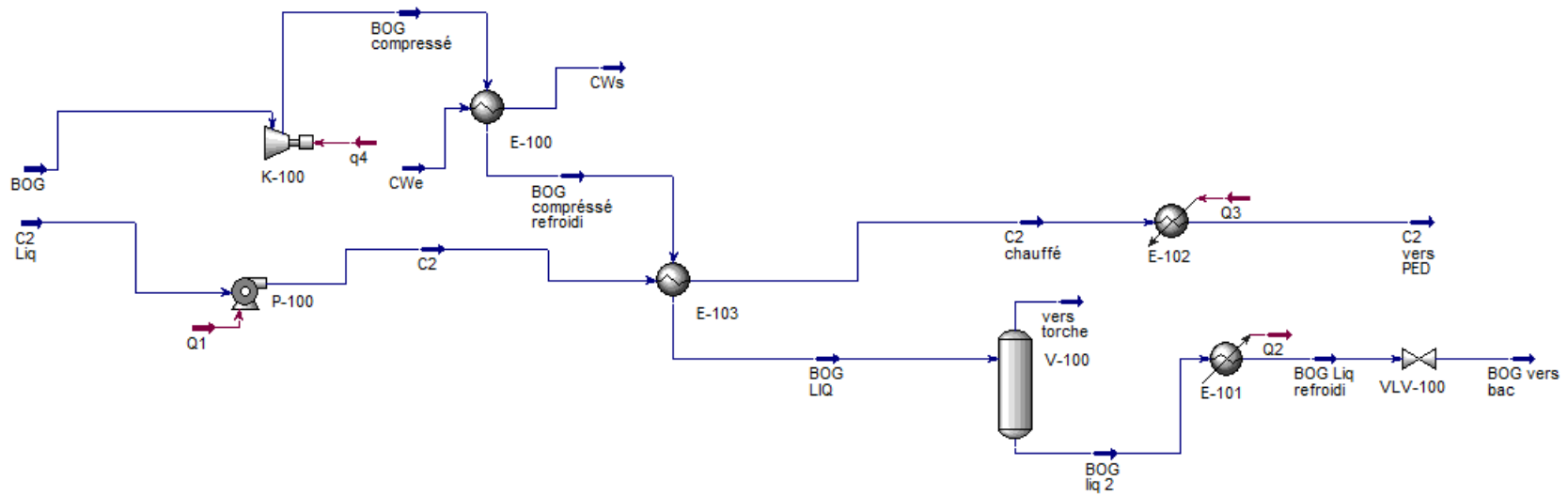


Figure IV.2 : Schéma de simulation de la re-liquéfaction des BOG par éthylène liquide froid sous Aspen HYSYS

IV.5.1 Explication du schéma :

- Cycle BOG :

Les vapeurs de BOG quittant le bac de stockage sont comprimées dans le compresseur (K-100), ceci résulte en une hausse de leur température alors un passage dans l'échangeur (E-100) s'impose afin de les refroidir grâce à une eau de refroidissement.

Par la suite, les BOG sont prêts à être liquéfiés, ils passent donc vers l'échangeur (E-103), par l'entrée de la calandre, où il y'aura lieu un échange de chaleur entre les BOG et le fluide de refroidissement qui est en l'occurrence de l'éthylène liquide froid du bac.

Suite à cet échange, les BOG vont céder de la chaleur et vont se retrouver à des conditions de pression et température favorisant leur liquéfaction.

A la sortie de l'échangeur, les BOG liquéfiés vont passer par un séparateur (V-100), ce passage va assurer l'élimination de toute éventuelle vapeur non condensée.

On récupère alors par le fond du séparateur, les BOG liquides qui se verront refroidis avant de subir une détente par la vanne (VLV-100) pour davantage de refroidissement, avant d'être renvoyé vers le bac de stockage.

- Cycle fluide de refroidissement :

Le fluide utilisé dans ce cas est l'éthylène même se trouvant à l'intérieur du bac, ce dernier est donc aspiré par la pompe (P-100) en augmentant sa pression afin de s'assurer qu'il garde ses conditions de température et son état physique (liquide).

Cet éthylène est envoyé vers l'échangeur (E-103), coté tubes, où il va servir à refroidir les BOG et par conséquent à les liquéfier.

A la sortie de l'échangeur, cet éthylène gagne la chaleur cédée par les BOG et se retrouve donc légèrement chauffé.

Ce dernier, sera envoyé vers l'évaporateur (E-102) déjà existant sur place, afin d'être chauffé jusqu'à atteindre son état gazeux, ce qui permet de l'expédier vers l'unité CP2K où il sera comprimé et traité avant de rentrer dans le réacteur de production de PEHD.

- Il est, par contre, **important** de noter que cette option n'est valable que dans le cas où l'unité de production CP2K est en marche, étant donné que le flux d'éthylène chauffé est récupéré par celle-ci afin de l'introduire dans le procédé de production.

IV.5.2 Données et conditions opératoires :

Tableau IV.2 : Données et conditions opératoires de l'option N° 02 de récupération des BOG

Le Stream	Température (°C)	Pression (bar)	Mass flow (Kg /h)	Composition	Phase
BOG	-57	1.013	1100	99.9% éthylène	Vapeur
C2 Liq du bac	-104	1.013	1.7e+004		Liquide
C2	-104	25.53	1.7e+004		Liquide
BOG compressé	149	24.55	1100		Vapeur
BOG compressé refroidi	58	24.55	1100		Vapeur
C2 chauffé	-86.93	25.53	1.7e+004		Liquide
BOG LIQ					Liquide
Vers torche	-75	24.55	0		Vapeur
BOG liq 2	-75	24.55	1100		Liquide
BOG liq refroidi	-105	24.55	1100		Liquide
BOG vers bac	-104,1	1.013	1100		Liquide
C2 vers PEHD	38	25.53	1.7e+004		Vapeur
CW_e	29	5.426	7781		100% eau
CW_s	34.80	4.936	7781	Aqueuse	

IV.6 Étude comparative : liquéfaction au propane vs à l'éthylène liquide froid

IV.6.1 Comparaison des deux options

- L'option N°01 est basée sur un circuit indépendant utilisant le propane comme fluide frigorigène dans un cycle fermé. Le propane est comprimé refroidi puis détendu pour atteindre une température suffisamment basse pour condenser les BOG.

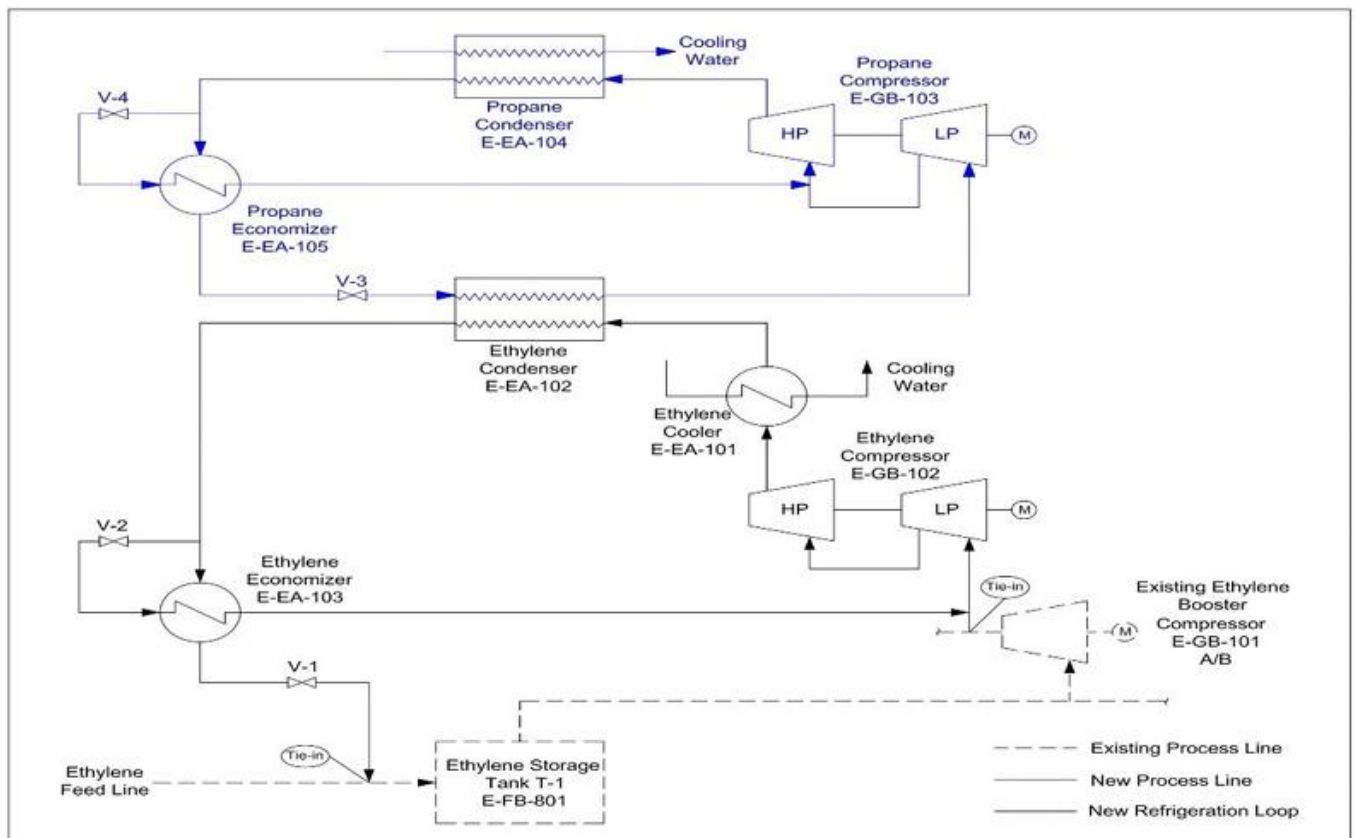


Figure VI.3 : PFD de l'unité de récupération du BOG par liquéfaction via un cycle au propane

- **L'option N°02** à son tour exploite un flux d'éthylène existant qui absorbe la chaleur des BOG en agissant comme fluide de refroidissement principal.

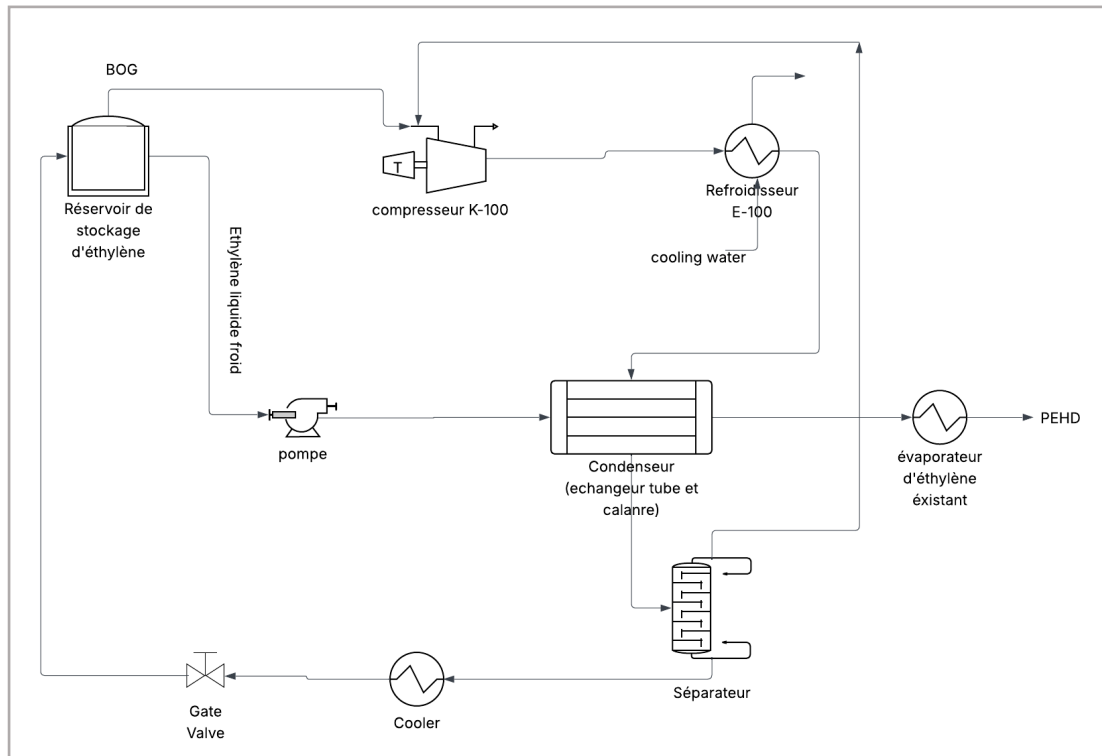


Figure IV.4 : PFD de l'unité de récupération du BOG par liquéfaction avec de l'éthylène froid.

D'après les simulations qui ont été réalisées des deux options les résultats suivants sont conclus :

Tableau IV.3 : Tableau comparatif des deux options de récupération des BOG

Option N°01 (réfrigérant : propane)		Option N°02 (réfrigérant : éthylène)	
Avantages	Avantages	Inconvénients	Inconvénients
Fonctionnement autonome et permanent.	Procédé simple, économique, sans réfrigèrent secondaire.	Dépend des besoins de l'unité CP2K.	Consommation énergétique plus élevée
Maitrise thermique stable.	Faible cout énergétique	Inopérante en cas d'arrêt de production.	Coût d'installation et d'exploitation supérieur.
Solution courante en industrie.			

IV.6.2 Proposition d'une solution optimale

Suite à ces observations, on pourrait considérer de récupérer l'éthylène chauffé afin d'éliminer l'inconvénient de dépendance et pouvoir adopter cette option. Pour cela, une version où l'éthylène est recyclé et renvoyé vers le bac peut être étudiée, permettant donc la création d'un circuit fermé et indépendant, cela à condition de respecter les conditions de température et pression de stockage.

Malgré son attrait théorique, la complexité de l'opération en fait un défi industriel complexe. Car en effet, l'éthylène se trouvant à des conditions de $-86,93\text{ °C}$ et $24,55\text{ bars}$ devrait être ramené à -104 °C et $1,013\text{ bar}$, ceci demande une grande détente sur plusieurs étapes, un refroidissement cryogénique intense, et des équipements spécifiques, ce qui rend cette opération **énergétiquement défavorable et techniquement contraignant**, en plus de cela elle présente un risque inévitable d'évaporation au vu des conditions opératoires.

Alors, bien que cette adaptation rende l'option théoriquement autonome, elle compromet sa viabilité technique et économique et annule l'intérêt initiale du processus.

IV.6.3 Choix final :

A l'issue de cette étude, **Le cycle au propane** demeure la solution la plus fiable, stable et réalisable, permettant la récupération des BOG de manière **simple, efficace et sécurisée**,

Il présente les avantages suivants :

- Fonctionnement **continu et indépendant** de la production.
- **Fiabilité thermique**, quelle que soit la situation opérationnelle.
- **Flexibilité d'exploitation**, avec des équipements industriels disponibles.

Conclusion :

Ce chapitre a permis de concevoir, simuler et comparer deux options de re-liquéfaction des BOG d'éthylène dans l'unité.

L'analyse comparative a permis de retenir le cycle de réfrigération au propane comme solution optimale suite à sa simplicité et sa fiabilité d'exploitation.

Ce choix servira de base au calcul et dimensionnement des équipements du procédé abordés dans le chapitre suivant.

Chapitre V :

CALCULS ET

DIMENSIONNEMENT

Introduction

Ce chapitre vise à quantifier les performances du système de récupération des BOG par le propane, et ce à travers un bilan de matière et d'énergie ainsi que le dimensionnement des équipements clés.

L'objectif est de vérifier la faisabilité technique du procédé simulé, de s'assurer de la cohérence des grandeurs obtenues, et de définir les paramètres nécessaires à son implantation industrielle en s'appuyant sur les résultats de la simulation et les méthodes standards.

V.1 Bilan matière

Afin d'évaluer quantitativement les flux en jeu dans la stratégie de récupération des Boil-Off Gases (BOG) par liquéfaction au propane et réinjection dans le bac de stockage, un bilan matière a été réalisé. Ce bilan vise à déterminer la quantité de gaz éthylène pouvant être récupérée quotidiennement.

V.1.Données et hypothèses de travail

Les données suivantes ont été utilisées pour établir le bilan matière :

- **Débit maximal de BOG généré** : 1100 kg/h (valeur utilisée dans la simulation et considérée comme maximale).
- **Durée de fonctionnement** : 24 heures par jour.
- **Hypothèse de récupération** : 95 % des BOG générés sont récupérés via le système de liquéfaction au propane.
- **Pertes estimées** : 5 % non récupérés (principalement pertes thermiques, évaporation secondaire, limitations techniques, inefficacités des équipements...etc.)
- **Aucune réaction chimique** : uniquement changement d'état (gaz → liquide)
- **Nature du composé** : éthylène pur (C_2H_4)
- **Température de stockage** : -104 °C
- **Pression de stockage** : 1,013 bar
- **Densité de l'éthylène liquide (à -104 °C)** : $\approx 568\text{ kg/m}^3$

Ces hypothèses sont basées sur les données issues de la simulation sur Aspen HYSYS, les caractéristiques de l'unité de stockage, et servira de base pour le dimensionnement des équipements, la valeur de 5 % de pertes est supposée selon la norme API 2519A qui fournit une estimation des pertes typiques de produits volatils dans les systèmes de stockage pressurisé.

V.2. Définition du système

Le système étudié est le circuit de récupération des BOG et comprend :

- **En entrée** : le flux de BOG généré à partir du bac de stockage.
- **En sortie** :
 - Le gaz récupéré, liquéfié et réinjecté dans le bac (voie principale)
 - Le gaz perdu (pertes vers l'atmosphère)

V.3. Calculs du bilan matière

- Le débit journalier total de BOG est donné par :

$$\text{Débit journalier de BOG} = 1100 \text{ kg/h} \times 24 \text{ h/jour} = 26\,400 \text{ kg/jour}$$

- En supposant un taux de récupération de 95 % :

$$\text{Quantité récupérée} = 26\,400 \text{ kg/jour} \times 0,95 = 25\,080 \text{ kg/jour}$$

$$\text{pertes (non récupérées)} = 26\,400 - 25\,080 = 1\,320 \text{ kg/jour}$$

- Volume de liquide réinjecté dans le bac :

En utilisant la densité de l'éthylène liquide (568 kg/m^3) :

$$\text{volume réinjecté} = \frac{25\,080 \text{ kg}}{568 \text{ kg/m}^3} \approx 44,1 \text{ m}^3/\text{jour}$$

V.4. Résultats et interprétation

Le bilan matière montre que lors d'un débit maximal de BOG de 1100 kg/h , il est possible de récupérer environ **25 tonnes d'éthylène par jour**, représentant **44 m^3 de liquide** à réinjecter dans le bac. Ces résultats confirment la faisabilité technique de la solution de récupération, à condition de disposer d'une capacité de liquéfaction et de stockage adaptée.

V.2 Bilan énergétique

Ce bilan a comme objectif d'évaluer et quantifier les besoins énergétiques du procédé de récupération des BOG en tenant compte des consommations thermiques (réfrigération) et électriques (compression).

V.2.1 Besoins en réfrigération (énergie thermique) :

La base du procédé repose sur la condensation des BOG à des températures extrêmement basse, cette opération est assurée par un ensemble d'échangeurs dont la puissance thermique absorbée est présentée, selon le programme de simulation, dans le tableau ci-dessous :

Tableau V.1 : Consommation en énergie thermique des échangeurs

Echangeur	Fonction principale	Puissance thermique (kW)
E-102	Condensation des BOG (échangeur principal)	236.3
E-101	Refroidissement des BOG avant la condensation	93.2
E-103	Refroidissement des BOG liquéfiés	41.2
E-104	Refroidissement du propane	423.6
Total		794.3

V.2.2 Consommation électrique :

Le procédé comporte plusieurs étages de compression pour les BOG ainsi qu'une compression du fluide frigorigène, ces compresseurs sont alimentés électriquement et leur consommation estimée par le simulateur Hysys est indiquée dans le tableau :

Tableau V.2 : Consommation en énergie électrique des compresseurs

Compresseur	Fonction	Puissance absorbée (kW)
K-100	Compression primaire des BOG	33.5
K-101	Compression secondaire des BOG	60.5
K-102	Compression finale des BOG	78.0
K-103	Compression du propane	187.3
Total		359.3

V.2.3 Evaluation énergétique globale :

La synthèse du bilan donne les résultats :

Tableau V.3 : Synthèse du bilan de consommation énergétique

Type d'énergie	Puissance (kW)
Réfrigération thermique	794.3
Consommation électrique	359.3
Total requis	1153.6 kW

V.3 Dimensionnement des équipements clés

L'échangeur (E-102) a été choisi pour le dimensionnement, car il constitue l'élément central du procédé où se produit la liquéfaction, déterminant directement l'efficacité de la récupération des BOG, tandis que les autres équipements tels que les compresseurs, les vannes et les réservoirs sont souvent standardisés sur le marché, ce qui simplifie leur dimensionnement.

L'échangeur tubulaire à calandre est le type d'équipement de transfert de chaleur le plus courant en industrie grâce à de nombreux avantages tels qu'une grande surface d'échange dans, une

forme adaptée au fonctionnement sous pression, facilité de nettoyage et entretien, et des techniques de fabrication bien maîtrisées.

Il se compose d'un faisceau de tubes placé dans une calandre cylindrique. Les extrémités des tubes sont insérées dans des plaques tubulaires, qui séparent les fluides des deux côtés (tube/calandre). Des chicanes sont utilisées pour orienter l'écoulement du fluide et soutenir les tubes. L'ensemble est maintenu par des tiges de support et des entretoises.

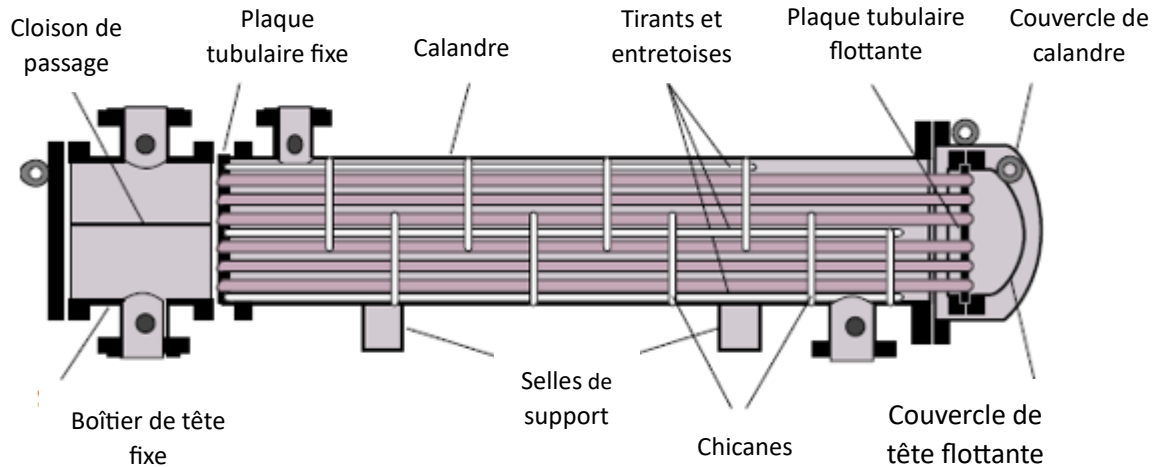


Figure V.1 : échangeur de chaleur de type tubes et calandre^[19]

V.3.1 Types d'échangeurs à tubes et calandre :

- **À plaques tubulaires fixes (TEMA BEM) :**
Modèle le plus simple et économique. Le faisceau n'est pas démontable, et limité à $\Delta T \approx 80$ °C. Une boucle d'expansion peut être ajoutée pour de faibles pressions (< 8 bars).
- **À tubes en U (TEMA BEU) :**
Moins cher, avec une seule plaque tubulaire. Nettoyage et remplacement de tubes difficiles. Convient aux fluides propres.
- **À tête flottante interne (TEMA AES, AET) :**
Adaptés aux fortes différences de température et aux fluides encrassants. Nettoyage complet et faisceau amovible. Le design à extraction (AES) nécessite plus d'espace, favorisant les contournements de fluide. Le modèle à bride divisée (AET) réduit ce défaut, mais ces types présentent un risque de fuite au niveau des brides internes.
- **À tête flottante externe :**
Le joint flottant est externe, avec un presse-étoupe coulissant. La pression côté calandre est limitée (~20 bars). Ce type n'est pas recommandé pour les fluides toxiques ou inflammables côté calandre à cause du risque de fuite.

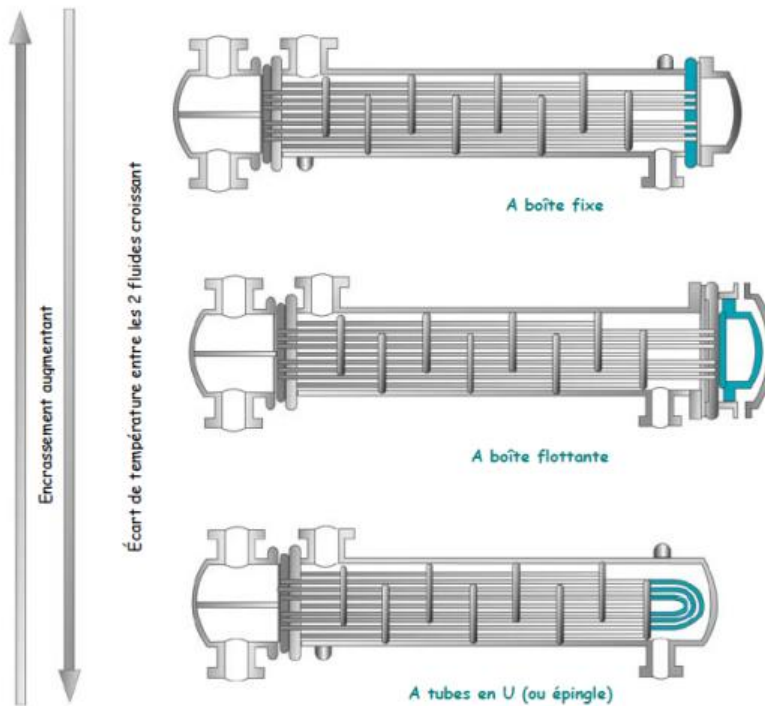


Figure V.2 : Types d'un échangeur tubes et calandre [19]

V.3.2 Normes standardisées et codes applicables :

Les normes **TEMA** (Tubular Exchanger Manufacturers Association) sont des références industrielles utilisées pour la conception et la fabrication des échangeurs tubulaire. Elles fournissent des recommandations précises sur les configurations possibles (nombre de passes, disposition des tubes, ...etc.), les matériaux, ainsi que les critères de sécurité et de performance. En respectant ces normes, l'échangeur garanti de répondre aux exigences techniques et opérationnelles.

Il existe également d'autres normes telles que l'**API 660** (American Petroleum Institute) et le **BS 3247** (British Standard), mais les codes **TEMA** sont les plus couramment adaptés.

Les dimensions sont données en pouces (inch) et pieds (feet), avec équivalents SI.

V.3.3 Étapes du dimensionnement :

Méthode de différence de température logarithmique (DTLM) :

1. Calcul de la DTLM
2. Calcul du coefficient global de transfert U
3. Calcul de la surface d'échange A
4. Calcul du nombre de tubes nécessaire N

Méthode de nombre d'unités de transfert (NUT) :

1. Calcul du nombre NUT
2. Calcul de l'efficacité de l'échangeur ε

V.3.4 Méthode de différence de température logarithmique (DTLM) :**V.3.4.1 Calcul de ΔT_{lm}** **Définition :**

La DTLM est une moyenne logarithmique des écarts de température entre les deux fluides à l'entrée et à la sortie d'un échangeur thermique. Elle représente le gradient thermique effectif pour le transfert de chaleur. ^[16]

Formule ^[16] :

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_s - \Delta T_e}{\ln\left(\frac{\Delta T_s}{\Delta T_e}\right)}$$

Avec :

- En fonctionnement à co-courant :

$$\Delta T_s = T_{cs} - T_{fs}$$

$$\Delta T_e = T_{ce} - T_{fe}$$

- En fonctionnement à contre-courant :

$$\Delta T_s = T_{ce} - T_{fs}$$

$$\Delta T_e = T_{cs} - T_{fe}$$

On a :

- $T_{ce} = 42 \text{ °C}$ (température d'entrée de BOG)
- $T_{cs} = 25 \text{ °C}$ (température de sortie de BOG)
- $T_{fs} = -40,26 \text{ °C}$ (température de sortie de propane)
- $T_{fe} = -31,19 \text{ °C}$ (température d'entrée de propane)

AN :

$$\Delta T_{lm} = \frac{(42 - (-40.26)) - (25 - (-31.19))}{\ln\left(\frac{42 - (-40.26)}{25 - (-31.19)}\right)}$$

D'où :

$$\Delta T_{lm} = 68.36 \text{ °C}$$

V.3.4.2 Calcul des coefficients de transfert individuels h :

Un échangeur de type $\frac{3}{4}$ " BWG14 a été choisi, soit alors un diamètre extérieur $d_0 = 19.05$ mm et une épaisseur $e = 2,1082$ mm. (Annexe 3)

Donc son diamètre intérieur est de :

$$d_i = d_0 - (2 \times e)$$

$$d_i = 19.05 - (2 \times 2.1082) = 14.834 \text{ mm} = \mathbf{0.0148 \text{ m}}$$

- Coefficient de transfert thermique h_i du propane (côté tube) :

1. Calcul du nombre de Reynolds Re :

$$Re = \frac{\rho \times v \times d_i}{\mu}$$

Avec :

- ρ : densité du propane (kg/m^3)
- v : vitesse de circulation du propane dans les tubes, qui est généralement estimée entre 10 et 30 m/s.
- d_i : diamètre intérieur du tube (m)
- μ : viscosité du propane (Pa.s)

AN :

$$Re = \frac{5.246 \times 20 \times 0.0148}{6.343 \times 10^{-6}} = \mathbf{244\ 807.819}$$

La valeur de Re est supérieure à 5000, donc le régime d'écoulement dans ce cas est **turbulent**.

2. Calcul du nombre de Prandtl Pr :

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{\lambda}$$

Avec :

- C_p : capacité calorifique du propane ($\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$)
- μ : viscosité du propane (Pa.s)
- λ : conductivité thermique du propane ($\text{W/m}\cdot\text{K}$)

AN :

$$Pr = \frac{(1.67 \times 10^3) \times (6.343 \times 10^{-6})}{1.174 \times 10^{-2}} = \mathbf{0.9022}$$

3. Calcul du nombre de Nusselt Nu :

Selon la formule de Dittus-Boetler pour le régime **turbulent** : [18]

$$Nu = C \times Re^a \times Pr^b$$

Avec :

- C = 0.021 pour les gaz
0.023 pour les liquides non visqueux
0.027 pour les liquides visqueux
- a = 0.8
- b = 0.3 lorsque le fluide subit un chauffage
= 0.4 lorsque le fluide subit un refroidissement

Donc :

$$Nu = 0.023 \times Re^{0.8} \times Pr^{0.3} = 451.761$$

4. Calcul du coefficient de transfert thermique h_i :

$$h_i = \frac{Nu \times \lambda}{d} = \frac{451.761 \times (1.174 \times 10^{-2})}{0.0148} = 358.356 \text{ W/m}^2\text{K}$$

- Coefficient de transfert thermique h_o du BOG (côté Calandre) :

1. Calcul du diamètre équivalent (diamètre hydraulique) :

La formule générale pour le diamètre équivalent est :

$$d_e = \frac{4 \times \text{section transversale pour l'écoulement}}{\text{Périmètre mouillé}}$$

Pour une disposition de type triangulaire :

$$d_e = \frac{4 \left(\frac{p_t}{2} \times 0.87 p_t - \frac{1}{2} \pi \frac{d_0^2}{4} \right)}{\frac{\pi d_0}{2}} = \frac{1.10}{d_0} (p_t^2 - 0.917 d_0^2)$$

Avec :

- d_0 : diamètre extérieur (m) = 0.01905 m
- p_t : pas entre tubes : $p_t = 1.25 \times d_0 = 1.25 \times 0.01905 = 0.0238125 \text{ m}$

AN :

$$d_e = \frac{1.10}{0.01905} (0.0238125^2 - 0.917 \times 0.01905^2) = 0.01352 \text{ m}$$

$$d_e = 13.52 \text{ mm}$$

2. Calcul de l'aire de passage de l'écoulement :

Cette aire correspond à la surface nette disponible pour l'écoulement du fluide à travers la section de la calandre entre deux chicanes, en supposant que les tubes sont répartis uniformément, ce qui est une hypothèse standard en conception, elle est calculée suivant la formule :

$$A_s = \frac{p_t - d_0 \times D_s \times l_B}{p_t}$$

Avec :

- A_s : aire de passage effective pour l'écoulement (m²)
- p_t : pas triangulaire (m)
- d_0 : diamètre extérieur (m)
- D_s : diamètre intérieur de la calandre (m), (estimé dans les normes à 460mm)
- l_B : espace libre entre deux chicanes successives (m), généralement 0.25 à 0.5 fois D_s

AN :

$$A_s = \frac{(0.0238125 - 0.01905) \times 0.46 \times 0.23}{0.0238125} = 0.02116 \text{ m}^2$$

3. Calcul du nombre de Reynolds Re :

$$Re = \frac{\rho \times v \times d_e}{\mu}$$

Avec :

$$v = \frac{\dot{m}}{\rho \times A}$$

Donc :

$$Re = \frac{\dot{m} \times d_e}{\mu \times A_s} = \frac{0.545 \times 0.01352}{(3.612 \times 10^{-5}) \times (0.02116)} = 9\,640.72$$

La valeur de Re est supérieure à 5000, donc le régime d'écoulement dans ce cas est **turbulent**.

4. Calcul du nombre de Prandtl Pr :

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{\lambda} = \frac{(2.7785 \times 10^3) \times (3.612 \times 10^{-5})}{0.065305} = 1.5378$$

5. Calcul du nombre de Nusselt Nu :

Selon la formule de Dittus-Boetler pour le régime **turbulent** :^[17]

$$\begin{aligned} Nu &= 0.023 \times Re^{0.8} \times Pr^{0.4} \\ &= 0.023 \times 9\,640.72^{0.8} \times 1.5378^{0.4} = 40.2796 \end{aligned}$$

6. Calcul du coefficient de transfert thermique h_o :

$$h_o = \frac{Nu \times \lambda}{d_e} = \frac{40.2796 \times 0.065305}{0.01352} = 194.56 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

V.3.4.3 Le facteur d'encrassement :

La plupart des fluides provoquent l'encrassement des surfaces d'échange, ce qui diminue le coefficient global de transfert thermique. Pour compenser cette baisse de performance, on introduit dans le calcul un facteur d'encrassement, exprimé en résistance thermique. Son choix, souvent basé sur l'expérience, reste incertain mais crucial, car il influence fortement la taille finale de l'échangeur. Il représente un compromis entre coût d'investissement et fréquence de nettoyage. [19]

Les valeurs de ce facteur variant selon la nature du fluide en question, pour les fluides concernés par ce calcul (éthylène et Propane), le facteur attribué est celui des hydrocarbures légers, soit : $0.0002 \text{ m}^2\text{C/W}$ (Annexe 2).

V.3.4.4 Calcul du coefficient global U :

Définition :

Le coefficient global de transfert thermique U, représente la capacité globale d'un échangeur à transmettre la chaleur entre deux fluides à travers une paroi. Il prend en compte toutes les résistances thermiques et encrassement. [17]

Formule :

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2 k_w} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_i}$$

Avec :

- U : coefficient global de transfert
- h_o : coefficient de transfert de la calandre
- h_i : coefficient de transfert du tube
- h_{od} : coefficient d'encrassement de la calandre
- h_{id} : coefficient d'encrassement du tube
- k_w : conductivité thermique du matériau de la paroi du tube (acier inoxydable)
- d_i : diamètre intérieur du tube
- d_o : diamètre extérieur du tube

On obtient alors :

$$\frac{1}{U} = 0.00934899 \text{ m}^2\text{K/W}$$

D'où :

$$U = 106.97 \text{ W/m}^2\text{K}$$

V.3.4.5 Calcul de la surface d'échange A :

Définition :

C'est la surface à travers laquelle s'effectue le transfert thermique entre deux fluides.

Formule :

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{lm}}$$

Avec :

- ΔT_{lm} : différence de température logarithmique moyenne.
- U : coefficient global du transfert thermique.
- Q : puissance thermique échangée entre les deux fluides dans l'échangeur.

Le dimensionnement a été basé sur la puissance thermique fournie par la simulation HYSYS, soit 236,7 kW. Cette valeur tient compte des variations d'enthalpies totales et du changement de phase du BOG.

Un calcul manuel peut être réalisé selon la formule $Q = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T$, c'est une estimation utile pour valider les grandeurs, mais il repose sur des hypothèses simplificatrices. En industrie, les valeurs issues de simulations sont privilégiées pour le dimensionnement final des équipements critiques.

AN :

$$A = \frac{236700}{106.97 \times 68.36} = 32.36 \text{ m}^2$$

V.3.4.6 Calcul du nombre de tubes nécessaires :

Le nombre de tubes, tout comme le choix du type d'échangeur, des matériaux à utiliser, de la longueur (l), du diamètre des tubes (d_o), de l'épaisseur (e), de la disposition et des pas des tubes et chicanes, sont déterminés selon les conditions opératoires, dans le respect des normes TEMA.

Formule : [20]

$$A = N \cdot \pi \cdot D_o \cdot L$$

D'où :

$$N = \frac{A}{\pi \cdot D_o \cdot L}$$

Avec :

- A = la surface d'échange
- N = le nombre de tubes
- π = nombre Pi ≈ 3.14
- D_0 = le diamètre extérieur du tube
- L = la longueur des tubes, la longueur standard la plus courante en industrie est de 20 pieds, soit 6.096 mètres.

AN :

$$N = \frac{32.36}{3.14 \times 0.01905 \times 6.096} = 88.72 \text{ Tubes}$$

Le nombre doit être un entier alors on arrondit à l'entier supérieur et donc le nombre de tubes est de **89 tubes**.

V.3.4.2 Méthode NUT :

1. Déterminer les capacités thermiques des fluides C_h (hot) et C_c (cold)
2. Identifier la capacité thermique minimale et maximale
3. Calculer le rapport des capacités thermiques
4. Calculer le nombre NUT
5. Calculer l'efficacité

Calcul des capacités thermiques des fluides :

$$C = \dot{m} \times C_p$$

$$C_h = \dot{m}_{BOG} \times C_p = 0.54583 \times 2778.5 = 1516.588 \text{ W/K} = C_{min}$$

$$C_c = \dot{m}_{propane} \times C_p = 1.12167 \times 1670 = 1873.18 \text{ W/K} = C_{max}$$

Calcul du rapport des capacités thermiques :

$$C_r = \frac{C_{min}}{C_{max}} = \frac{1516.588}{1873.18} = 0.8096$$

Calcul du NUT :

$$NUT = \frac{U \times A}{C_{min}} = \frac{106.97 \times 31.84}{1516.18}$$

$$NUT = 2.2457$$

Calcul de l'efficacité de l'échangeur :

Avec un écoulement a contre courant, et une configuration de : 1 passe coté calandre et 2 passe coté tube (1-2 TEMA E-type) :

Pour $C_r \neq 1$: La formule de l'efficacité est :

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp(-NUT(1 - Cr))}{1 - Cr \exp(-NUT(1 - Cr))}$$

$$\varepsilon = 0.7370 = 73.70\%$$

Cela signifie que l'échangeur récupère un pourcentage de 73% de la chaleur possible entre les deux fluides (énergie thermique transférée du fluide chaud vers le fluide froid). Ce niveau d'efficacité indique un bon fonctionnement de l'échangeur bien adapté à l'application considérée. [17]

V.3.4.3 Calcul de la chute de pression

- Chute de pression coté tube :

$$\Delta P_t = N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2.5 \right] \frac{\rho u_t^2}{2}$$

Avec :

- ΔP_t : Chute de pression du côté tube (N/m²) (Pa)
- J_f : Facteur de friction (Annexe 4)
- N_p : nombre de passes côté tube
- μ : viscosité du fluide dans le tube (Pa.s)
- μ_w : viscosité du fluide sur la paroi (Pa.s)
- $m = 0.25$ pour un régime laminaire
= 0.14 pour un régime turbulent

Il est supposé que la variation de la viscosité du fluide seul et sur les parois soit complètement négligeable vu sa nature, alors $\mu = \mu_w$

- u_t : vitesse du fluide dans le tube (m/s)
- L : longueur d'un seul tube (m)
- ρ : densité du fluide (kg/m³)

AN :

$$\Delta P_t = 1 \left[8 \times (4 \times 10^{-3}) \times \left(\frac{6.096}{0.0148} \right) + 2.5 \right] \frac{5.246 \times 20^2}{2}$$

$$\Delta P_t = 2778.38 \text{ Pa} = 0,0277 \text{ bars}$$

Qui est une valeur pas très élevée, mais tout à fait plausible vu la nature du système : le propane est un fluide peu visqueux, son débit et sa vitesse dans les tubes est modérée, le nombre faible de passes et le fonctionnement ne consomme pas énormément d'énergie.

- **Chute de pression coté calandre :**

$$\Delta P_s = 8j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_B} \right) \frac{\rho u_s^2}{2} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

Avec :

- J_f : facteur de friction (Annexe 4)
- D_s : diamètre de la calandre (m)
- d_e : diamètre équivalent (m)
- L : longueur des tubes (m)
- l_B : espacement entre les chicanes = $0.5 \cdot D_s$ (m)
- ρ : densité (kg/m^3)
- u_s : vitesse du fluide dans la calandre (m/s) avec : $u_s = \frac{\dot{m}}{\rho \cdot A_s} = \frac{0.545}{36.952 \times 0.02116} = 0.697 \text{ m/s}$

AN :

$$\Delta P_s = 8 \times (3.5 \times 10^{-2}) \times \left(\frac{0.46}{0.01352} \right) \times \left(\frac{6.096}{0.23} \right) \times \frac{36.952 \times (0.697)^2}{2}$$

$$\Delta P_s = 247.424 \text{ Pa} = 0.00247 \text{ bars}$$

- Les résultats montrent que les chutes de pression des deux côtés de l'échangeur restent faibles et conformes aux tolérances industrielles.

Conclusion

Le bilan matière indiquant une récupération quasi complète des BOG et le bilan énergétique mettant en évidence les besoins énergétiques associés, confirment la cohérence et la viabilité du système simulé. Quant au dimensionnement de l'échangeur principal, il a permis d'identifier des valeurs compatibles avec les standards industriels et qui rentrent bien dans les ordres de grandeurs de référence industrielles.

Toutefois, au-delà de l'analyse technique, il convient désormais d'évaluer la faisabilité économique du projet afin d'évaluer son impact financier sur l'unité dans le chapitre suivant.

Chapitre VI :
ÉVALUATION
ÉCONOMIQUE DU
PROCÉDÉ PROPOSÉ

Introduction

Dans ce chapitre, il est question d'évaluer les retombées économiques de l'intégration du système de récupération des BOG dans l'unité CP2K. L'évaluation permet d'estimer les bénéfices attendus et de situer le procédé proposé dans une perspective de rentabilité industrielle, tout en tenant compte des investissements, coûts d'exploitation et gains associés.

VI.1 Définition des CAPEX et OPEX du projet

Capex : Les dépenses en capital (capital expenditure) est un concept fondamental dans la gestion des risques financiers, ça représente les dépenses en capital faites par l'entreprise dans le but d'acquérir, améliorer ou maintenir ses actifs physiques à long terme (équipements, bâtiments, technologies...etc.). [21]

Opex : Les dépenses opérationnelles (operational expenditures) représentent l'ensemble des coûts nécessaires au fonctionnement opérationnel. Ce sont les dépenses récurrentes indispensables à la continuité de l'activité incluant des éléments tels que les salaires, les charges sociales, l'entretien, les services d'utilités, matière première et divers autres frais. [21]

La différence principale entre les deux c'est que les Opex sont des dépenses de **consommation immédiate** tandis que les Capex sont des **investissements** en actifs à **long terme**.

VI.1.1. Capex :

L'investissement initial nécessaire à la mise en œuvre du système de récupération couvre l'ensemble des équipements principaux, les travaux d'installation, ainsi que les systèmes auxiliaires.

L'évaluation des coûts proposée **repose sur des estimations** issues de données industrielles moyennes de coûts standards.

Équipements principaux

- **Échangeur principal (E-102)**
L'échangeur tube-calandre avec une surface d'échange estimée à 32.36 m² et une construction en acier inoxydable suggère un coût typique variant de **75 000 à 270 000 USD**, selon les matériaux de fabrication et diverses exigences de design.
- **Compresseurs de BOG (K-100 à K-102)**
Trois étages de compression sont nécessaires pour amener les BOG aux conditions de liquéfaction. Le coût d'un tel compresseur peut varier entre **600 000 à 2 000 000 USD**.
- **Cycle de réfrigération au propane**
Ce circuit inclut un compresseur de propane (**K-103**), un condenseur (**E-104**), un détendeur (**VLV-101**) et divers accessoires, ainsi que des équipements de contrôle.

Le coût global du système de réfrigération est alors estimé à **800 000 – 3 000 000 USD**.

- **Séparateurs (V-100, V-101)**

Deux séparateurs sont nécessaires pour assurer une séparation phase vapeur/liquide efficace. Le coût estimé est d'environ **27 000 – 100 000 USD** par unité.

- **Vannes de détente, instrumentation et automatismes**

L'ensemble des vannes, capteurs de pression/température/débit/niveau, régulateurs et automatismes de contrôle est estimé à environ **300 000 – 800 000 USD**.

Travaux d'installation

Les coûts de montage mécanique, de tuyauterie, d'électricité et de mise en service représentent typiquement **20 à 30 %** du coût des équipements ^[22]. Ainsi, les travaux d'installation peuvent être estimés à **540 000 – 1 800 000 USD**.

Récapitulatif :

Tableau VI.1 : Estimation du coût du Capex du projet

Équipement	Fourchette de coût (USD)
Échangeur principal (E-102)	75 000 – 270 000
Compresseurs de BOG (K-100 à K-102)	600 000 – 2 000 000
Cycle de réfrigération au propane	800 000 – 3 000 000
Séparateurs (V-100 et V-101)	54 000 – 200 000
Vannes + instrumentation + contrôle	300 000 – 800 000
Total équipements	1 800 000 – 6 000 000
Coût d'installation	540 000 – 1 800 000
Coût CAPEX directs	2 340 000 - 7 800 000

Remarques :

- Ces estimations s'appuient sur des ordres de grandeur industriels et peuvent varier selon les spécifications finales et le contexte du marché.
- Ce tableau indique les coûts de Capex **direct** et n'inclus pas le coût de Capex **indirect** qui englobe les frais d'ingénierie, de conception, de gestion de projet, d'achat de matières et logistiques, de frais administratifs...etc.

VI.1.2. Opex :

Coût des Opex annuels = coût électricité annuel + coût maintenance annuel + coût personnel annuel + coût autres utilités et consommables annuels

- **Coût électricité annuel** : avec un total de consommation par l'unité de 1 153.6 KW, selon le bilan énergétique réalisé, et pour un cout de 5.2 DA/kWh soit 0.038 USD/kWh, la valeur annuelle est donc estimée à **347 187.456 USD** ^{[23] [24]} selon :

$$\text{coût}_{\text{électricité}} = \text{puissance}_{\text{requis}} \times \text{heures}_{\text{fonctionnement}} \times \text{prix}_{\text{kWh}}$$

$$1\,153.6 \times (24 \times 330) \times 0.038 = 347\,187.456 \text{ USD}$$

- **Coût maintenance annuel** : s'élève à environ 2 à 5% du coût Capex direct, en prenant des valeurs moyennes de 5 000 000 USD et un pourcentage moyen de **3.5%**, le coût est estimé à **175 000 USD**
- **Coût personnel annuel** : l'exploitation du système de récupération sera assurée par le personnel du CP2K, après formation sur le fonctionnement de ce type de procédé, l'embauche de personnel supplémentaire est donc pas nécessaire et, par conséquent, le coût de la main d'œuvre peut être considéré négligeable.
- **Coût autres utilités et consommables annuels** : les coûts des utilités (eau de refroidissement, azote de purge...etc.) et de consommables (lubrifiants, filtres...etc.) sont estimés à **120 000 USD**, représentant **1% du coût total des équipements**, conformément aux pratiques d'estimation pour ce type d'unité) ^[22]

En somme, le coût total du Opex annuel peut être évalué à une valeur de : 642 187.456 USD

VI.1.3 Economies réalisées :

$$\text{économie annuelle} = \text{tonnes récupérées} / \text{an} \times \text{prix de l'éthylène} \$/\text{tonne}$$

Quantité d'éthylène récupérée :

Avec :

- Taux de BOG : estimé à 8 tonnes/jour.
- Fonctionnement de l'unité : 330 jours/an, avec un taux de récupération fixé à **95%**.

$$\text{D'où : } 7.6 \text{ T/jour} \times 330 \text{ jours} = 2\,508 \text{ tonnes/an}$$

Donc :

$$\text{économie annuelle brute} = 2\,508 \text{ T/an} \times 950 \text{ \$/T} = 2\,382\,600 \text{ \$/an}$$

$$\text{économie annuelle nette} = 2\,382\,600 - 642\,187.456 = 1\,740\,412.544 \text{ \$/an}$$

Cette valeur est l'économie annuelle générée par la récupération des BOG, elle représente la valeur marchande de l'éthylène récupéré qui aurait été autrement perdue, ça démontre la rentabilité potentielle du procédé mis en place.

VI.2 Calcul des indicateurs financiers

Pour évaluer la rentabilité économique du projet, plusieurs outils d'analyses sont utilisés permettant de déterminer si l'investissement proposé est rentable sur le plan financier.

- La méthode de PayBack Period (PBP) :

C'est une méthode plus simple, souvent alternative ou bien complémentaire à la VAN. Elle détermine le temps nécessaire pour que les flux de trésorerie générés par le projet remboursent l'investissement initial. ^[25]

Cependant, cette méthode présente des limites telles que l'ignorance des flux après la récupération ainsi que la subjectivité du temps limite de récupération. Elle est donc généralement utilisée que pour des investissements qui ne sont pas d'une immense échelle ou par des petites entreprises ou bien pour des perspectives managériales. ^[25]

- La méthode de Valeur Actuelle Nette (VAN) :

C'est la méthode d'évaluation la plus robuste, reposant sur la compréhension de la valeur de l'argent dans le temps. Elle consiste à calculer la différence entre la somme des valeurs actuelles de tous les flux de trésorerie futurs générés par le projet et son coût initial. ^[25]

Elle doit son efficacité à l'utilisation des cash-flow (flux de trésorerie) et la prise en compte de tous les flux ainsi que l'actualisation correcte des flux, reconnaissant ainsi la valeur temporelle de l'argent. ^[25]

VI.2.1 Playback Period (PBP) :

Définition : Le PBP (délai de retour sur investissement) indique le nombre d'années nécessaires pour récupérer l'investissement initial (Capex) grâce aux économies annuelles réalisées.

Formule :

$$PBP = \frac{\text{Investissement initial (Capex)}}{\text{Economie annuelle nette}}$$

$$PBP = \frac{5\,000\,000}{1\,740\,412.544} \approx 2.8 \text{ ans}$$

Une période de récupération inférieure à 3 ans est un point très positif et rend le projet très attractif et rentable, cela signifie que l'investissement initial de 5 000 000 USD serait entièrement remboursé en moins de 3 ans et donc le capital serait libéré pour d'autres opportunités.

VI.2.2 La valeur actuelle nette (VAN)

Définition : C'est une méthode d'évaluation qui prend en compte la valeur temporelle de l'argent en calculant la valeur actuelle du cash-flow (les flux de trésorerie futurs) actualisé à un taux donné.

Formule :

$$VAN = \sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t}$$

Avec :

- CF_t : flux net de trésorerie généré à la période t
 - CF_0 : investissement initial (Capex), négatif
 - $CF_t > 0$ représente l'économie annuelle nette réalisée
 - t : période (année)
 - n : durée de vie du projet (années), prise pour 10 ans
 - r : taux d'actualisation (taux de rendement exigé par l'entreprise, souvent le coût moyen pondéré du capital (CMPC), compris entre 8 et 15 %)
- $VAN > 0$: le projet est financièrement viable et crée de la valeur pour l'entreprise
 - $VAN < 0$: le projet n'est pas rentable et détruit de la valeur
 - $VAN = 0$: le projet couvre juste son coût de capital

Remarque :

En l'absence d'informations spécifiques sur le CMPC de l'entreprise, un taux d'actualisation de 12 % a été retenu pour cette analyse. Ce taux est considéré représentatif du taux exigé pour un projet de ce type, compte tenu des conditions du marché et du profil de risque d'investissement dans le contexte économique algérien.

Le calcul de la détermination de la Valeur Actuelle Nette a été réalisé à l'aide du logiciel **Microsoft Excel**, un outil standard en ingénierie économique et en finance, en employant la fonction intégrée **VAN** qui permet d'actualiser les flux de trésorerie futurs en tenant compte d'un taux donné et en intégrant l'investissement initial. La formule utilisée dans le **tableau Excel** ci-dessous est :

$$= VAN(\text{Taux Actualisation}; \text{Plag flux futurs Année1 à n}) + \text{Capex Année 0}$$

Tableau VI.2 : Calcul de la valeur actuelle nette du projet par Excel

Taux d'actualisation	12%
Capex (année 0)	-5000000
Flux de trésorerie annuels :	
Année 1	1740412,54
Année 2	1740412,54
Année 3	1740412,54
Année 4	1740412,54
Année 5	1740412,54
Année 6	1740412,54
Année 7	1740412,54
Année 8	1740412,54
Année 9	1740412,54
Année 10	1740412,54
Valeur actuelle nette (VAN)	4833719,04

Cette valeur confirme qu'effectivement le projet est financièrement viable et crée de la valeur pour l'entreprise, de plus qu'après récupération du capital investi, le projet continue à générer près de 5 millions USD de valeur nette positive actualisée.

VI.3 Return on Investment (ROI):

Définition : le taux de retour sur l'investissement est un indicateur financier clé pour évaluer la rentabilité globale de ce dernier, permettant de mesurer le rendement d'un investissement lorsqu'on prend en compte les sommes investies et l'argent qui a été gagné ou perdu. ^[26]

Sur une durée de vie du projet choisie de 10 ans :

Formule :

$$ROI = \left(\frac{\text{Gains nets sur (n) années} - \text{coût}}{\text{coût}} \right) \times 100$$

$$ROI = \left(\frac{(1\,740\,412,544 \times 10) - 5\,000\,000}{5\,000\,000} \right) \times 100 = 248\%$$

Cette valeur signifie que : pour chaque dollar investi, l'unité génère 2.48 dollars de gain net (après avoir remboursé le dollar initial). ^[25]

En général ^[27] :

- **ROI < 0%** : l'investissement est une perte.
- **ROI = 0%** : il ne rapporte rien au-delà de sa récupération.
- **0% < ROI < 100%** : il est rentable, mais le profit est inférieur au coût initial.
- **ROI = 100%** : il génère un profit égal à son coût initial.
- **ROI > 100%** : il génère un profit supérieur à son coût initial.

Conclusion

L'évaluation économique réalisée démontre que le projet de récupération des BOG est non seulement techniquement faisable, mais également économiquement attractif.

Les indicateurs financiers calculés confirment en effet sa rentabilité solide avec un retour d'investissement rapide après moins de 3 ans d'exploitation, et des gains potentiels stables et considérables sur le long terme comme illustré par la pente ascendante du cumul des flux de trésorerie.

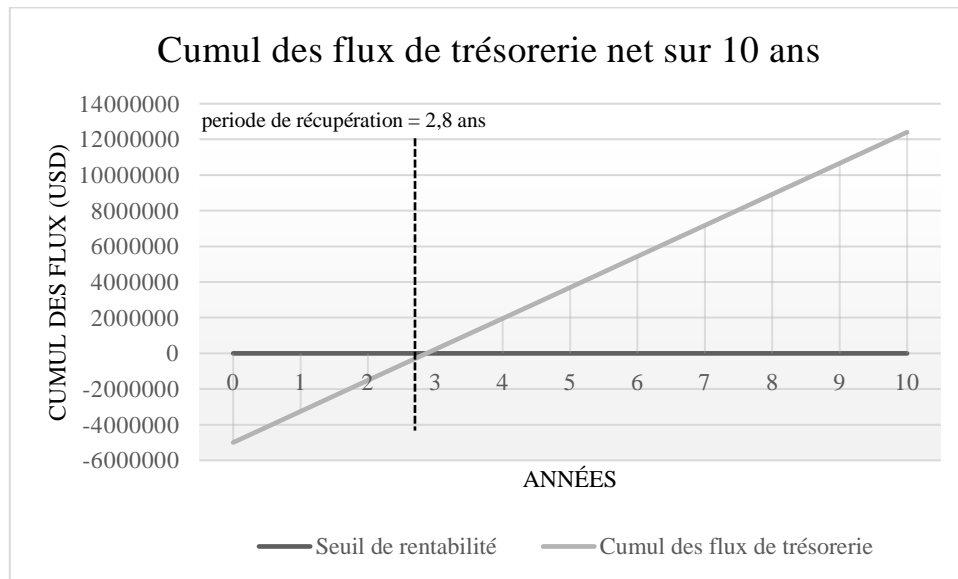


Figure VI.1 : graphique récapitulatif des indicateurs financiers du projet

Chapitre VII :
SÉCURITÉ,
ENVIRONNEMENT ET
INTÉGRATION DU
PROCÉDÉ

Introduction :

La gestion des risques liés à l'hygiène, la sécurité et l'environnement constitue un aspect essentiel dans la conception ou l'amélioration d'un procédé industriel. Dans le cadre du présent projet, il est important d'identifier les dangers potentiels, d'évaluer leur impact et de proposer des mesures de prévention et de protection adaptées.

Ce chapitre aborde les risques associés au procédé de récupération des BOG ainsi que les dispositions de sécurité à mettre en œuvre pour assurer un fonctionnement sûr et conforme aux normes en vigueur.

VII.1 Etudes de sécurité dans la conception des procédés industriels

La sécurité des procédés est un enjeu fondamental dans l'industrie, alors dès les premières étapes de la conception, il est essentiel d'identifier les dangers potentiels afin de prévenir les accidents majeurs, protéger le personnel, l'environnement et les installations. Pour cela, plusieurs méthodes d'analyse des risques sont mises en œuvre à différents stades du cycle de vie du procédé.

Parmi les méthodes les plus couramment utilisées, on trouve ^[28] :

- **HAZID (Hazard Identification)** : utilisée en phase de conception préliminaire, elle permet d'identifier globalement les dangers potentiels et de proposer des mesures de prévention à un stade où les modifications sont encore peu coûteuses.
- **What-If** : adaptée aux procédés simples ou pour étudier des scénarios spécifiques, cette méthode repose sur des questions hypothétiques permettant d'anticiper les dérives possibles d'un procédé.
- **HAZOP (Hazard and Operability Study)** : étude approfondie et structurée réalisée une fois que le procédé est bien défini. Elle vise à détecter les déviations possibles et leurs conséquences sur la sécurité et le fonctionnement.
- **APR (Analyse Préliminaire des Risques)** : méthode simple, souvent utilisée au tout début pour repérer les risques majeurs sans entrer dans les détails.
- **LOPA (Layer of Protection Analysis)** : méthode semi-quantitative permettant d'évaluer l'efficacité des barrières de sécurité mises en place.
- **AQR (Analyse Quantitative des Risques)** : utilisée pour les installations à hauts risques, elle fournit une évaluation probabiliste des scénarios d'accidents.
- **Revue SIL (Safety Integrity Level)** : un niveau d'intégrité de sécurité qui découle directement de la norme IEC 61508 qui vise à réduire les risques auxquels sont soumis les systèmes instrumentés de sécurité (SIS)
- **ATEX (Etude des ATmosphères Explosives)** : vise à identifier et classer les zones à risque d'explosion liées à la présence de produits inflammables et permet de définir des mesures de prévention adaptées.

Le choix de la méthode dépend du niveau d'avancement du projet, de la complexité du procédé, des objectifs de l'étude et des ressources disponibles.

Dans le cadre de ce travail, une étude **HAZID** a été retenue, car elle permet une première évaluation structurée des dangers, adaptée à une étude académique et à un procédé encore en cours de conception.

VII.2 Etude de sécurité du système par la méthode HAZID

La HAZID (Hazard Identification, ou identification des risques) est une méthode qualitative d'analyse des risques, menée sous forme d'atelier, visant à identifier les dangers potentiels dès les premières étapes de conception d'un procédé industriel. Elle permet de s'assurer que les scénarios dangereux crédibles sont bien pris en compte dans le design, et que des barrières de sécurité appropriées sont intégrées pour limiter les risques.

Cette méthode est particulièrement utile lors de recherche d'une vision globale, sans nécessiter un niveau de détail aussi poussé que d'autres méthodes comme le HAZOP. Elle peut également être appliquée à différents moments du cycle de vie d'une installation, y compris lors de modifications ou d'améliorations.

Un atelier HAZID regroupe une équipe multidisciplinaire expérimentée, dirigée par un animateur, avec un rapporteur chargé de consigner les scénarios, conséquences, mesures de prévention et actions recommandées. Le procédé est alors divisé en sections logiques en fonction de changements dans les conditions opératoires, la localisation ou la nature des matériaux. ^[29]

Remarque :

Il est **important** de préciser que l'analyse HAZID présentée dans ce travail a été réalisée de manière individuelle, dans le cadre d'un exercice académique, dans le but d'illustrer la méthodologie et ses principes. **En pratique** industrielle, une telle analyse doit être menée en atelier, par une équipe pluridisciplinaire de spécialistes familiers avec le procédé et son exploitation, afin de garantir l'identification de l'ensemble des risques et dangers. ^[29]

VII.2.1 Méthodologie de l'étude :

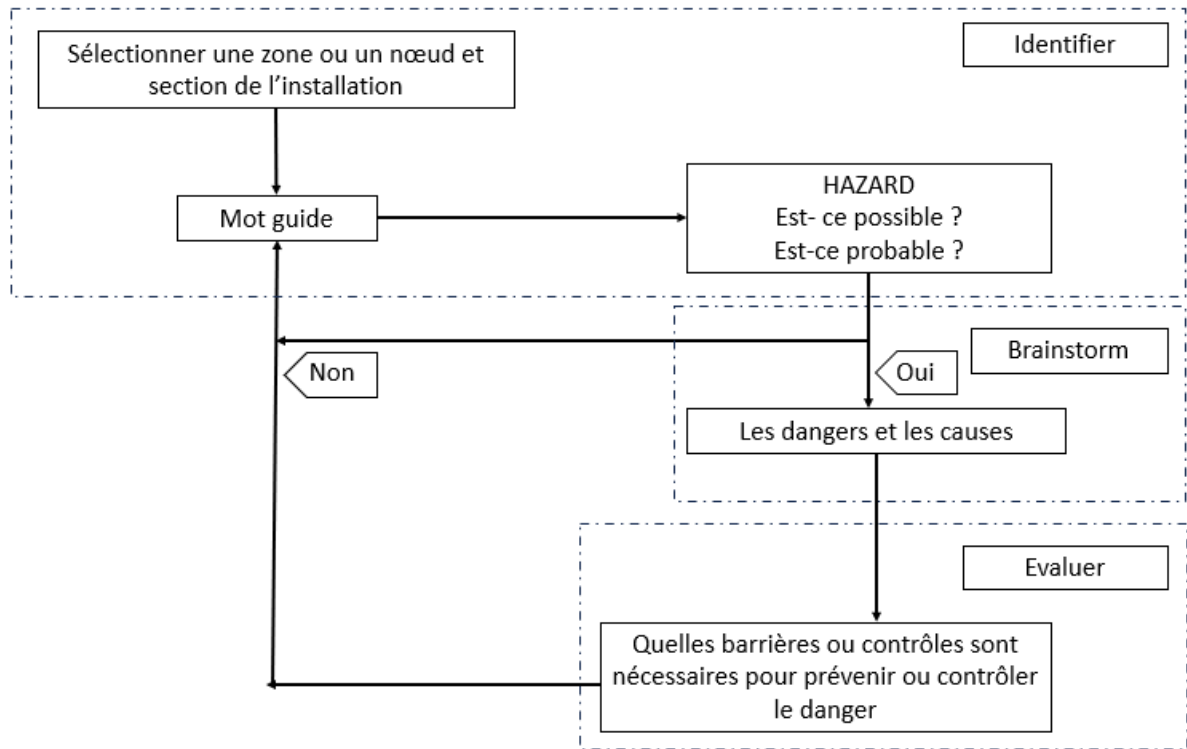


Figure VII.1 : méthodologie du déroulement de l'étude HAZID [30]

VII.3 Identification des Dangers (HAZID) associés au système de récupération de BOG

Tableau VII.1 : Tableau HAZID du système de récupération de BOG

Nœud du procédé	Danger identifié	Causes potentielles	Conséquence potentielles	Barrières de sécurité existantes	Actions / Recommandations
Stockage d'éthylène	<ul style="list-style-type: none"> - Surpression du réservoir - Fuite 	<ul style="list-style-type: none"> - Défaillance des soupapes de sécurité ou du système d'isolation 	<ul style="list-style-type: none"> - Perte de produit - Fuite de gaz inflammable - Risque majeur d'explosion 	<ul style="list-style-type: none"> - Soupapes de sécurité (PSV) - Isolation thermique - Système de détection gaz / pression 	<ul style="list-style-type: none"> - Améliorer l'isolation du bac - vérification régulière des systèmes de sécurité
Compresseurs (K-100 à K-102)	<ul style="list-style-type: none"> - Surchauffe, défaillance mécanique - Fuite éthylène Haute Pression - Bruits et vibrations 	<ul style="list-style-type: none"> - Excès de charge, défaut de refroidissement - Défaillance de joints - Déséquilibre mécanique 	<ul style="list-style-type: none"> - Arrêt du procédé - Détérioration de l'équipement - Explosion, incendie - Risque de panne 	<ul style="list-style-type: none"> - Capteurs de température et de pression - Soupape de décharge 	<ul style="list-style-type: none"> - Surveiller l'équilibrage de charge - Ajout d'un refroidisseur secondaire - Inspection régulière - Ajout de capteurs de vibrations
Échangeurs / Coolers (E-101, E-103)	<ul style="list-style-type: none"> - Colmatage des tubes - Mauvais échange thermique 	<ul style="list-style-type: none"> -Encrassement, humidité, impuretés 	<ul style="list-style-type: none"> - Baisse de performance - Non atteinte des température voulues 	<ul style="list-style-type: none"> - Contrôle de température - Surveillance de débit - Bypass possible 	<ul style="list-style-type: none"> - Nettoyage périodique - Installation de filtres en amont

Condenseur principal (E-102)	<ul style="list-style-type: none"> - Mauvaise condensation - Retour de fluide chaud - Surchauffe, excès de pression 	<ul style="list-style-type: none"> -Débit ou température de BOG trop élevé, défaillance du fluide froid -Défaut de vanne 	<ul style="list-style-type: none"> - Non-liquéfaction et accumulation des BOG - Risque de rejet à l'atmosphère - Baisse de rendement de la récupération - Risque d'explosion 	<ul style="list-style-type: none"> - Control de débit, température et pression - Vannes de régulation et soupape de sécurité - Nettoyage périodique - Système de clapet anti-retour 	<ul style="list-style-type: none"> - Vérifier le régime thermique - Étudier les flux en cas d'arrêt
Séparateur (V-100, V-101)	<ul style="list-style-type: none"> - Accumulation de liquide - mauvaise séparation des phases 	<ul style="list-style-type: none"> - Mauvaise purge ou défaut dans la détection de niveau - Température et pression non optimales à la séparation - Débit trop haut ou trop bas 	<ul style="list-style-type: none"> - Débordement - Perte de l'efficacité du système 	<ul style="list-style-type: none"> - Vidange programmée - Contrôle de température, pression et débit - Vanne PSV 	<ul style="list-style-type: none"> - Contrôle régulier, mettre une alarme de hausse de niveau - Optimisation des dispositifs d'amélioration de séparation (chicanes, plateaux...) - Vérification de la calibration des instruments
Vannes (VLV-101 à 103)	<ul style="list-style-type: none"> - Fuite - Blocage ouvert / fermé - Ouverture non contrôlée 	<ul style="list-style-type: none"> - Corrosion, défaillance de joints - Accumulation, impuretés - Défaillance mécanique 	<ul style="list-style-type: none"> - Risque d'explosion, perte de produit - Dérèglement du procédé et de la récupération 	<ul style="list-style-type: none"> - Matériaux adaptés - Contrôle manuel en cas d'urgence 	<ul style="list-style-type: none"> - Inspection régulière et maintenance préventive - Vérification des systèmes de contrôle

Ligne de retour au bac	<ul style="list-style-type: none"> - Fuite ou rupture de la ligne - Retour du liquide vers le circuit 	<ul style="list-style-type: none"> - Surpression, corrosion ou défaut de soudure - Défaillance du système de contrôle, vanne défailante 	<ul style="list-style-type: none"> - Perte d'éthylène, risque d'explosion, risque pour l'environnement et le personnel - Déséquilibre du système de récupération 	<ul style="list-style-type: none"> - Soupape de décharge en amont, détection de fuite, revêtement anti-corrosion, vanne de sectionnement en cas d'urgence - Clapets anti-retour, alarmes de détection 	<ul style="list-style-type: none"> - Inspection régulière de l'intégrité de la ligne - Vérification de l'efficacité des dispositifs de sécurité
Instrumentation	<ul style="list-style-type: none"> - Défaut de détection ou de régulation automatique - Alarme non reçue - Signal erroné 	<ul style="list-style-type: none"> Défaillance des capteurs, des vannes automatisées ou du système de contrôle. - Mauvais paramétrage, perte d'alimentation 	<ul style="list-style-type: none"> - Perte de contrôle du procédé - Dérive des paramètres critiques 	<ul style="list-style-type: none"> - Boucle de régulation - Alarmes sonores/visuelles, centralisation en salle de contrôle 	<ul style="list-style-type: none"> - Maintenance préventive - Calibration régulière - Testes des dispositifs critiques
Procédé à l'arrêt	<ul style="list-style-type: none"> - Accumulation de BOG dans le bac de stockage 	<ul style="list-style-type: none"> - Arrêt du système de compression ou liquéfaction - Maintenance planifiée (ou pas) du système 	<ul style="list-style-type: none"> - Hausse de pression dans le bac - Ouverture des soupapes de sécurité, torchage - Emissions atmosphériques et perte de matière 	<ul style="list-style-type: none"> - Soupapes de sécurité - Décharge vers torche - Supervision continue 	<ul style="list-style-type: none"> - Étudier une stratégie de récupération à l'arrêt - Torchage contrôlé

VII.4 Mesures de sécurité et maîtrise de risques

Afin de garantir un environnement de travail sûr pour le personnel et les équipements et conforme aux exigences de sécurité, l'unité doit être équipée de plusieurs dispositifs de sécurité standards :

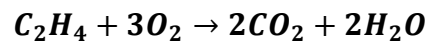
- **Soupapes de sécurité (PSV)** : installées sur les équipements sensibles à la pression (compresseurs, colonnes, réservoirs), elles permettent une dépressurisation rapide en cas de surpression accidentelle.
- **Systèmes de détection de gaz** : des détecteurs de gaz explosifs sont placés à des points critiques pour alerter rapidement en cas de fuite d'éthylène ou d'autres hydrocarbures.
- **Vannes de décharge et d'isolement** : permettent d'isoler rapidement un équipement en cas d'urgence, ou de rediriger un flux vers la torche ou une zone sécurisée.
- **Systèmes d'arrêt d'urgence (ESD)** : des systèmes automatisés peuvent arrêter la production et isoler les zones dangereuses en cas de détection de conditions anormales.
- **Équipements de protection individuelle (EPI)** : les opérateurs doivent porter des tenues antistatiques, casques, lunettes, et gants résistants aux produits chimiques.
- **Procédures d'exploitation et de maintenance** : des consignes strictes mises en place pour les opérations de démarrage, arrêt, purge et maintenance, réduisant les risques liés aux erreurs humaines.
- **Systèmes d'instrumentation et de contrôle** : l'instrumentation joue un rôle fondamental dans la sécurisation du procédé permettant un suivi continu, une réaction rapide en cas d'anomalie, et une optimisation des conditions de fonctionnement.
 - **Capteurs de pression, température, débit et niveau** : installés sur tous les équipements critiques, permettent une surveillance en temps réel des paramètres, avec déclenchement automatique d'alarmes en cas de dépassement des seuils.
 - **Systèmes de contrôle-commande (DCS/PLC)** : l'ensemble du procédé est supervisé par un système automatisé de contrôle, assurant la régulation des flux, l'activation des vannes et le déclenchement des séquences d'arrêt d'urgence.
 - **Boucles de sécurité redondantes** : des capteurs redondants sont souvent intégrés pour les points critiques afin de garantir une détection fiable même en cas de panne d'un instrument.
 - **Alarmes visuelles et sonores** : connectées au poste de commande, elles signalent toute déviation anormale permettant une intervention rapide des opérateurs.

VII.5 Impact environnemental et durabilité

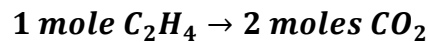
Impact environnemental du procédé de récupération :

En absence du système de récupération proposé, les BOG sont brûlés à la torche, ce qui résulte en l'émission de gazes à effet de serre (GES) principalement du CO₂ et d'éventuels autres polluants.

Selon la réaction :



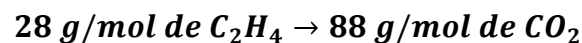
Cela veut dire qu'une mole d'éthylène réagit avec trois moles d'oxygène pour produire deux moles de dioxyde de carbone et d'eau.



La masse molaire de l'éthylène est de : $(2 \times 12) + (4 \times 1) = 28\ g/mol$

La masse molaire du dioxyde de carbone est de : $(12) + (2 \times 16) = 44\ g/mol$

Donc :



Le rapport $\frac{CO_2}{C_2H_4} = \frac{88}{28} = 3.14$, c'est le facteur d'émission standard de l'éthylène qui veut dire que chaque kilogramme d'éthylène brûlé émet environ 3,14 kg de CO₂.

C'est un facteur théorique basé sur la stœchiométrie d'une combustion complète. En réalité, les conditions industrielles peuvent le faire varier, mais il est **standardisé** et utilisé par le **GIEC** (Groupe d'Experts Intergouvernemental sur l'Evolution du Climat).^[31]

La quantité de CO₂ pouvant être émise par le torchage de la quantité de BOG supposée de 1100 kg/h est calculée selon :

$$\mathbf{\dot{m}\ CO_2 = \dot{m}\ C_2H_4 \times 3.14}$$

$$\mathbf{\dot{m}\ CO_2 = 1100 \times 3.14 = 3454\ kg\ de\ CO_2/h\ soit = 3,454\ Tonnes/h}$$

Le système de récupération permet alors d'éviter l'émission de plus de 3 tonnes par heure de CO₂ par an dans l'atmosphère (dans un scénario maximal), réduisant ainsi considérablement l'empreinte carbone de l'unité CP2K.

VII.6 Durabilité du procédé :

La mise en place du système de récupération des (BOG) s'inscrit dans une démarche de durabilité industrielle.

En premier lieu, elle permet de réduire significativement les pertes de matière première, en réinjectant l'éthylène évaporé dans le circuit de production, ce qui optimise l'utilisation des ressources et améliore le rendement matière global.

D'un point de vue environnemental, cette récupération réduit le recours au torchage, responsable d'émissions gaz à effet de serre (CO₂) et de composés organiques volatils (COV).

Sur le plan réglementaire, cette solution anticipe les exigences environnementales croissantes et s'aligne avec les principes de la responsabilité sociétale des entreprises (RSE) et les objectifs du développement durable.^[31]

Enfin, en favorisant la réutilisation interne de l'éthylène, le procédé s'apparente à une forme d'économie circulaire, réduisant le recours à l'importation et les impacts logistiques associés.

VII.7 Intégration dans le procédé existant

L'intégration du système de récupération des BOG dans l'unité de polymérisation CP2K a été pensée de manière à s'adapter pleinement à l'architecture actuelle de l'unité, sans perturber son fonctionnement principal.

Le design retenu, basé sur un cycle de réfrigération au propane en boucle fermée, permet une indépendance fonctionnelle tout en s'appuyant sur les ressources disponibles, telles que le réseau d'utilités existant et les installations de stockage.

D'un point de vue technique, l'ajout du système ne requiert pas de modifications structurelles majeures.

Par ailleurs, le BOG liquéfié est réintroduit dans le bac de stockage sous des conditions de température et de pression rigoureusement contrôlées, afin de préserver l'intégrité physique du produit et garantir qu'aucune dégradation de qualité ne se produit lors du stockage.

Conclusion

L'analyse HSE réalisée dans le cadre de ce projet, dans un contexte académique, a permis d'identifier de manière structurée les principaux dangers associés au procédé de récupération des BOG d'éthylène. Grâce à l'approche HAZID, les risques liés aux équipements critiques ont été analysés, mettant en évidence les scénarios accidentels potentiels, leurs causes, et les mesures de prévention et de protection en place.

Cette analyse a souligné l'importance d'une instrumentation fiable, d'une maintenance régulière, et d'un contrôle rigoureux des conditions de fonctionnement pour garantir la sécurité du personnel, des installations et de l'environnement.

En somme, la récupération des BOG, au-delà de ses bénéfices économiques et environnementaux, doit s'inscrire dans une logique de maîtrise des risques, en conformité avec les exigences réglementaires et les bonnes pratiques de l'ingénierie de sécurité des procédés.

Conclusion Générale

Conclusion générale

Face aux enjeux liés à la perte d'éthylène sous forme de Boil-Off Gases (BOG) lors de son stockage, ce mémoire s'est attaché à proposer, simuler et évaluer une solution technique concrète de récupération de ces pertes, dans le cadre du complexe CP2K, spécialisé dans la production de PEHD.

Dans un premier temps, une analyse détaillée du phénomène d'évaporation de l'éthylène a permis de cerner les impacts économiques, environnementaux et sécuritaires liés.

Deux options technologiques de récupération ont été explorées, comparées et simulées à l'aide du logiciel Aspen HYSYS. Par la suite, une solution basée sur un cycle de réfrigération au propane avec liquéfaction et retour du condensat vers le réservoir, a été retenue.

Les bilans matière et énergétique ont confirmé la cohérence du procédé et sa capacité à récupérer jusqu'à 95 % des BOG générés, avec une consommation énergétique maîtrisée. Un dimensionnement approfondi de l'échangeur principal a été mené à l'aide de méthodes intégrant les principes thermiques et les contraintes industrielles.

L'évaluation économique a démontré la rentabilité du projet avec un temps de retour sur investissement (PBP) inférieur à 3 ans, une valeur actuelle nette (NPV) nettement positive et un taux de retour sur investissement (ROI) très favorable. Ces indicateurs confirment que le système proposé constitue une solution viable et économiquement intéressante.

Enfin, l'analyse HSE a permis d'identifier les principaux risques associés à l'intégration du système, ainsi que les mesures de prévention et de protection nécessaires. L'impact environnemental, notamment la réduction des émissions et la contribution à une production plus propre, a également été mis en évidence.

Bien que les résultats obtenus soient globalement satisfaisants, il est important de souligner que le procédé présente encore des marges d'amélioration. La modélisation faite repose sur des hypothèses et conditions opératoires optimales qui ne tiennent pas toujours compte des incertitudes et contraintes techniques d'un environnement industriel. Ces éléments ouvrent ainsi la voie à des pistes d'optimisation futures pour la réduction de la consommation énergétique, l'amélioration du rendement global ou l'exploration de technologies de récupération alternatives.

En réponse à la problématique initiale, ce travail prouve qu'il est possible de réduire efficacement les pertes d'éthylène et d'améliorer les performances de l'unité pétrochimique CP2K tout en respectant les exigences environnementales et sécuritaires modernes.

Références bibliographiques

- [1] : Zhao, Y. Introduction aux polymères [Cours en ligne]. Université de Sherbrooke. [s.d.]. Disponible sur : https://zhao.recherche.usherbrooke.ca/cours/polymer_introduction.pdf
- [2] Unité CP2K. Base de données interne – Fiches techniques des installations et flux de production [s.d.]. [Document interne, non publié].
- [3] Phillips Petroleum Company. Manuel opératoire – Procédé Phillips Particle Form. Rédigé pour Polymed – [1996]. Unité CP2K, Skikda.
- [4] Zarouri, O. Traitements de la charge et analyse des problèmes associés à l'hydrogène au niveau du CP2K [2017] [Mémoire de fin d'études, IAP – Institut Algérien du Pétrole].
- [5] L'Élémentarium. Éthylène – Présentation, production, utilisations. [s.d.]. Consulté sur : <https://lelementarium.fr/product/ethylene/>
- [6] Linde Gas France. Fiche de données de sécurité – Éthylène (Réf. SDS_000010021778_FR_FR). [s.d] Disponible sur <https://www.linde-gas.fr>
- [7] Futura Sciences. Éthylène – Définition. [s.d.]. Consulté sur : <https://www.futura-sciences.com/sciences/definitions/chimie-ethylene-8263/>
- [8] Techniques de l'Ingénieur. Vapocraquage [Glossaire en ligne]. [s.d.]. Consulté sur <https://www.techniques-ingénieur.fr/glossaire/vapocraquage>
- [9] CP2K – Polymed. Schéma de procédé (PFD). [s.d.]. Document technique interne, non publié.
- [10] Al-Breiki, M., & Bicer, Y. Technical assessment of liquefied natural gas, ammonia and methanol for overseas energy transport based on energy and exergy analyses. International Journal of Hydrogen Energy. 2022. 34927-34937.
- [11] Acevedo, J. F. Boil-Off Gas (BOG) and Thermal Insulation in Refrigerated Tanks – API 620 Appendices Q and R. ACEINTECA. [2025, 14 mai]. Disponible sur <https://www.aceinteca.com/en/boil-off-gas-bog-and-thermal-insulation-in-refrigerated-tanks-api-620-appendices-q-and-r>
- [12] IndexBox. Algeria - Ethylene - Market Analysis, Forecast, Size, Trends and Insights. [2024] Récupéré de <https://www.indexbox.io/store/algeria-ethylene-market-analysis-forecast-size-trends-and-insights/>
- [13] République Algérienne Démocratique et Populaire. Loi n°19-13 du 11 décembre 2019 relative aux activités d'hydrocarbures. Journal Officiel de la République Algérienne, n°79. [2019]. Disponible sur <https://www.joradp.dz/FTP/JO-FRANCAIS/2019/F2019079.pdf>
- [14] AspenTech. Présentation du logiciel Aspen HYSYS – Simulation de procédés chimiques. [s.d.]. Consulté sur : <https://www.aspentech.com>
- [15] Bouillot, J. Thermodynamics for chemical engineering [Cours en ligne]. École des Mines de Saint-Étienne. [2024]. Disponible sur : https://www.emse.fr/~bouillot/poly/thermo_eng.pdf

- [16] Barriquand Technologies Thermiques. Comment dimensionner un échangeur thermique : mode d'emploi. [s.d.]. <https://www.barriquand.com/dimensionner-echangeur-thermique-mode-emploi/>
- [17] Gicquel, R. Echangeurs de chaleur. Mines Paris - PSL. [2024]. Disponible sur : https://direns.minesparis.psl.eu/Sites/Thopt/fr/co/echangeurs_1.html
- [18] Titouna, D. Chapitre II : Transfert de chaleur par convection. [s.d.]. Université de Batna 2. https://staff.univ-batna2.dz/sites/default/files/titouna_dalila/files/chapitre_ii_transfert_de_chaleur_par_convecton-converti_01.pdf
- [19] Université de Lorraine – Éric Schaer. Échangeurs de chaleur : éléments de la théorie [Module en ligne]. [s.d.]. Consulté sur <https://rpn.univ-lorraine.fr/UL/echangeurs-de-chaleur/co/chap2a-1.html>
- [20] Towler, G., & Sinnott, R. Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2nd ed.). [2013]. Elsevier.
- [21] Agicap. CAPEX : Définition, utilité, et calcul. Agicap. [s.d.]. <https://agicap.com/fr/article/capex-definition-utilite/>
- [22] Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5th ed.). McGraw-Hill Education. [2003]. <https://caf-corporation.com/caf-capex/wp-content/uploads/2021/07/Plant-Design-and-Economics-for-Chemical-Engineers-PDFDrive.com-.pdf>
- [23] Algeria Invest. Coûts des facteurs de production en Algérie. [s.d.]. https://algeriainvest.com/storage/uploads/discover_algeria/documents/1628510688Co%C3%BBTs%20des%20facteurs%20de%20production.pdf
- [24] Commission de Régulation de l'Électricité et du Gaz (CREG). Tarifs et prix de l'énergie en Algérie. [s.d.]. https://creg.gov.dz/?page_id=6757
- [25] Ross, S. A., Westerfield, R. W., & Jaffe, J. Corporate Finance (10th ed.). [2013]. McGraw-Hill Education. http://students.aiu.edu/submissions/profiles/resources/onlineBook/a4T9b5_corporate%20finance%2010%20ed.pdf
- [26] L-Expert-Comptable.com. Le retour sur investissement. [s.d.]. Disponible sur <https://www.l-expert-comptable.com/a/52676-le-retour-sur-investissement.html>
- [27] Isagri. Comment utiliser le ROI pour optimiser mes actions commerciales ? [s.d.]. Disponible sur : <https://www.isagri.fr/ressources/articles/comment-utiliser-le-roi-pour-optimiser-mes-actions-commerciales>
- [28] Djeghoubi, M. Études de maîtrise des risques. [s.d.]. <https://djeghoubi.com/etudes-de-maitrise-des-risques/>
- [29] Gexcon. Introduction to HAZID. Gexcon. [s.d.]. <https://www.gexcon.com/blog/introduction-to-hazid/>

[30] HAZID méthodologie. Scribd. [s.d].
<https://www.scribd.com/presentation/464670747/HAZID-methodologie?v=0.962>

[31] IPCC. Directrices 2006 du GIEC pour les inventaires nationaux de gaz à effet de serre, Volume 3 – Procédés industriels et utilisation des produits, Chapitre 3 – Industrie chimique. Groupe d’experts intergouvernemental sur l’évolution du climat. [2006]. https://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/2006gl/french/pdf/3_Volume3/V3_3_Ch3_Chemical_Industry.pdf

[32] VersusDZ. RSE : l’Algérie face aux défis du changement. [2023, avril 27]
<https://www.versusdz.com/blog/rse-algerie-face-aux-defis-du-changement>

Annexes

Annexe 1

Données des équipements de l'option proposée N°01

- Equipements du cycle du **BOG** de l'option N°01 de récupération

Équipement	Entrée		Sortie		Duty (kW) (kJ/h)	Delta P (bars)		Delta T (°C)	
	Tube	Calandre	Tube	Calandre		Tube	Calandre	Tube	Calandre
K-100	1		2		33.51	1.785		62.98	
K-101	3		4		60.45	5.527		77.73	
K-102	4		5		78.00	16.58		89.36	
E-101	Tube	Calandre	Tube	Calandre	8.013e+005	Tube	Calandre	Tube	Calandre
	CW _s	5	CW _r	6		0.5	0.1	10	89.1
E-103	10	13	11	12	1.483e+005	0.02	0.035	-33.8	-0.3
VLV-100	9		11		-	21.87		-59.44	
VLV-102	13		14		-	23.64		-162.99	
V-101	7		Fond	Sommet	6.663e+005	0		0	
			8	To flare					
V-100	14		Liq to tank	gas	3.5e+005	0		0	

- Equipements du cycle de **propane** de l'option N°01 de récupération

Equipement	Entrée		Sortie		Duty (kW)	Delta P(bar)		Delta T(°C)	
K-103	PR2		PR3		187.342	14.62		118.9	
VLV-101	PR4		PR1		-	14.02		14.028	
E-102	Tube	Calandre	Tube	Calandre	2.031e+005	Tube	Calandre	Tube	Calandre
	PR1	6	PR2	7		0.5	0.1	-9.07	-67
E-104	CW _{in}	PR3	CW _{out}	PR4	1.524e+006	9.807e-002	0.4903	10	-36.65

Données équipements de l'option proposée N°02

L'équipement	Entrée		Sortie		Duty (kJ/h)	Delta P (bar)		Delta T (°C)	
	Tube	Calandre	Tube	Calandre		Tube	Calandre	Tube	Calandre
K-100	BOG		BOG compressé		4.518e+005	23.54		224	
P-100	C2 Liq		C2			0		0	
E-102	C2 chauffé		C2 vers PEHD		1.014e+007	0		124.9	
E-101	BOG liq2		BOG vers bac		1.849e+004	0		-30	
E-100	Tube	Calandre	Tube	Calandre	1.943e+005	Tube	Calandre	Tube	Calandre
	CWe	BOG compressé	CWs	BOG compressé refroidi		0.49	0	5.8	-91
E-103	C2	BOG compressé refroidi	C2 chauffé	BOG LIQ	6.679e+005	0	0	35.07	-133

Annexe 2

Les conditions opératoires des flux de l'échangeur dimensionné sur Aspen Hysys :

	Côté tube (fluide froid : propane)		Côté calandre (fluide chaud : BOG)	
	Entrée (propane, PR1)	Sortie (propane, PR2)	Entrée (vapeur, Stream 6)	Sortie (liquide, Stream 7)
Température (°C)	-31.19	-40.26	42	25
Pression (bar)	1.602	1.102	24.77	24.67
Débit massique (Kg/s)	1.121	1.121	0.545	0.545
Capacité calorifique massique Cp (kJ/kg·°C)	1.902	1.438	1.872	3.685
Densité ρ (kg/m³)	7.891	2.601	30.94	42.91
Conductivité thermique λ (W/m·K)	-	1.174×10^{-2}	2.561×10^{-2}	1.050×10^{-1}
Viscosité μ (Pa·s)	-	6.343×10^{-6}	1.157×10^{-5}	6.067×10^{-5}
Puissance thermique échangée Q	2.031×10^5 kcal/h = 236.7 kW			

Valeurs typiques du facteur d'encrassement

Fluid	Coefficient (W/m² °C)	Factor (resistance) (m² °C/W)
River water	3000–12,000	0.0003–0.0001
Sea water	1000–3000	0.001–0.0003
Cooling water (towers)	3000–6000	0.0003–0.00017
Towns' water (soft)	3000–5000	0.0003–0.0002
Towns' water (hard)	1000–2000	0.001–0.0005
Steam condensate	1500–5000	0.00067–0.0002
Steam (oil free)	4000–10,000	0.0025–0.0001
Steam (oil traces)	2000–5000	0.0005–0.0002
Refrigerated brine	3000–5000	0.0003–0.0002
Air and industrial gases	5000–10,000	0.0002–0.0001
Flue gases	2000–5000	0.0005–0.0002
Organic vapors	5000	0.0002
Organic liquids	5000	0.0002
Light hydrocarbons	5000	0.0002
Heavy hydrocarbons	2000	0.0005
Boiling organics	2500	0.0004
Condensing organics	5000	0.0002
Heat transfer fluids	5000	0.0002
Aqueous salt solutions	3000–5000	0.0003–0.0002

Annexe 3

Caractéristiques de dimensionnement des tubes d'échangeurs

Diamètre extérieur (pouces et mm)	BWG	Épaisseur (mm)	Diamètre intérieur (cm)
1/2'' (12.7 mm)	14	2.10	0.848
	16	1.65	0.940
	18	1.24	1.021
3/4'' (19.05 mm)	10	3.4	1.224
	12	2.77	1.351
	14	2.10	1.485
	16	1.65	1.575
	18	1.24	1.656
1'' (25.4 mm)	10	3.40	1.859
	12	2.77	1.986
	14	2.10	2.118
	16	1.65	2.210
	18	1.24	2.291
1'' 1/4 (31.75 mm)	10	3.40	2.494
	12	2.77	2.616
	14	2.10	2.743
	16	1.65	2.845
	18	1.24	2.921
1'' 1/2 (38.1 mm)	10	3.40	3.124
	12	2.77	3.251
	14	2.10	3.378
	16	1.65	3.480
	18	1.24	3.556

Critères de sélection des arrangements les plus fréquemment rencontrés

Diamètre extérieur du tube (pouces)	Nature du tube	Épaisseur BWG	État du fluide	Pas utilisé
3/4''	Acier	14	propre	triangulaire P=15/16'' carré P=1''
	Non ferreux ou allié	16	sale	
1''	Acier	12	propre	triangulaire P=1'' 1/4 carré P=1'' 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	

Disposition des tubes en triangle

D _i Calandre		tubes : 3/4'' P=15/16''				tubes : 3/4'' P=1''				tubes : 1'' P=1''1/4			
		nombre de passes n _p				nombre de passes n _p				nombre de passes n _p			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20.3	32	26	24	18	30	24	24	-	16	16	14	-
10	25.4	56	47	42	36	52	40	36	-	32	26	24	-
12	30.5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33.7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38.7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43.9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48.9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59.1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63.5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68.6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73.7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78.8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83.8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88.9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94.0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	986	870	664	632	614	598
39	99.0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

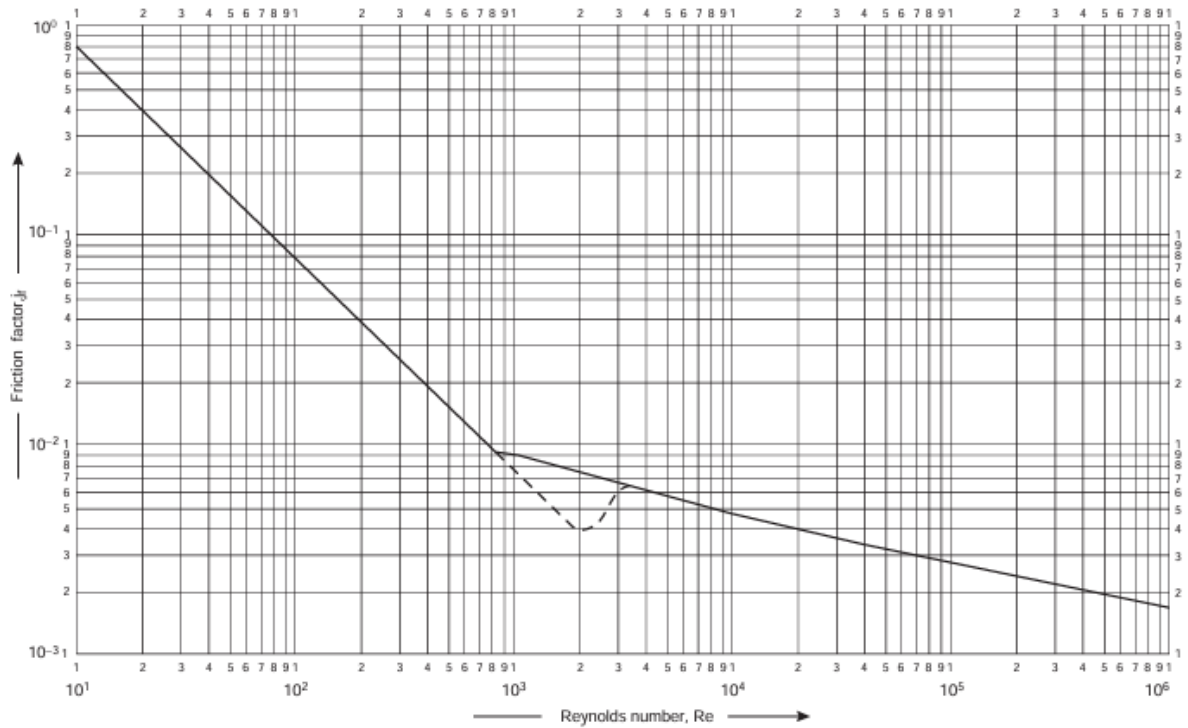
Ordre de grandeur du coefficient d'échange h selon le type d'échangeur

<u>Transfert</u>	<u>H global (W.m⁻².K⁻¹)</u>
Gaz (1 bar) - Gaz (1 bar)	5 - 35
Gaz (200 - 300 bars) - Gaz (200 - 300 bars)	150 - 500
Gaz (1 bar) - Liquide	15 - 70
Gaz (200 - 300 bars, tubes) - Liquide (calandre)	200 - 400
Liquide - Liquide	150 - 1200
Liquide (tubes) - Vapeur (calandre)	300 - 1200

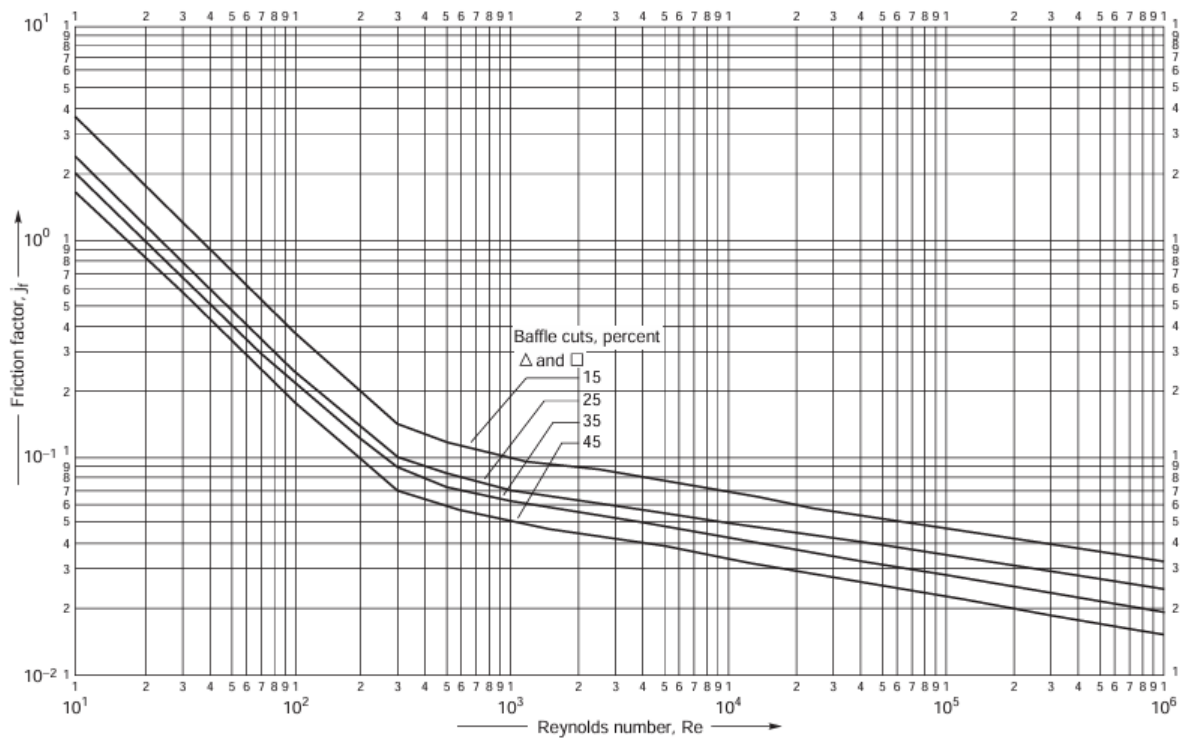
Echangeurs à faisceau tubulaire

Annexe 4

Facteur de friction du côté tube



Facteur de friction du côté calandre



Annexe 5

- Récapitulation des grandeurs de dimensionnement calculées

Grandeur thermique	Unité	Valeur	Référence de calcul
Puissance thermique échangée (Q)	kW	236.7	Hysys / $Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$
DTLM	°C	68.36	$T_{lm} = \frac{\Delta T_s - \Delta T_e}{\ln\left(\frac{\Delta T_s}{\Delta T_e}\right)}$
Coefficient d'échange du côté des tubes (h _i)	W/m ² K	358.356	$h_i = \frac{Nu \times \lambda}{d}$
Coefficient d'échange du côté calandre (h _o)	W/m ² K	194.56	$h_o = \frac{Nu \times \lambda}{d}$
Coefficient d'échange global (U)	W/m ² K	106.97	$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_i}$
Surface d'échange (A)	m ²	32.36	$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{lm}}$
NUT	-	2.2457	$NUT = \frac{U \times A}{C_{min}}$
Efficacité (ε)	%	73.7	$\varepsilon = \frac{1 - \exp(-NUT(1 - Cr))}{1 - Cr \exp(-NUT(1 - Cr))}$
Chute de pression coté tubes (ΔP _t)	Bars	0,0277	$\Delta P_t = N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i}\right) \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-m} + 2.5 \right] \frac{\rho u_t^2}{2}$
Chute de pression coté calandre (ΔP _s)	Bars	0.00247	$\Delta P_s = 8j_f \left(\frac{D_s}{d_e}\right) \left(\frac{L}{l_B}\right) \frac{\rho u_s^2}{2} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14}$

Grandeur géométrique	Valeur	Unité	Référence de calcul
Diamètre intérieur des tubes (d _i)	14.834	mm	$d_i = d_o - (2 \times e)$
Diamètre extérieur des tubes (d _o)	19.05 3/4"	mm inch	Standard
Epaisseur (e)	2.1082	mm	Standard selon BWG 14
Diamètre de la calandre (d _s)	460	mm	Standard
Diamètre équivalent (hydraulique) (d _e)	13.52	mm	$d_e = \frac{4 \times \text{section transversale pour l'écoulement}}{\text{Périmètre mouillé}}$
Le pas (p _t)	230	mm	$p_t = 0.5 \times d_s$
Aire de passage de l'écoulement dans la calandre (A _s)	0.02116	m ²	$A_s = \frac{p_t - d_o \times D_s \times l_B}{p_t}$
Longueur des tubes (L)	6.096	m	Standard
Nombre de tubes (N)	89	Tubes	$N = \frac{A}{\pi \cdot D_o \cdot L}$