



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA BOUMERDES



Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par :

LAMRI Sara

SAIDANI Sylia

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés

Option : Pétrochimie

Thème

**Etude technico économique d'une nouvelle
unité de récupération des boil off d'éthylène au
sein du complexe CP2K**

Devant le jury :

- | | | | |
|-----------------------|------------|------|--------------|
| 1. Mr KADDOUR Omar | Professeur | UMBB | Président |
| 2. Mr HAMADA Boudjema | Professeur | UMBB | Encadrant |
| 3. Mme AIDENE Soraya | MAB | UMBB | Examinatrice |

Remerciement

Tout d'abord nous remercions le Dieu tout puissant pour nous avoir donné, le pouvoir, la force et la volonté pour achever ce travail à bout.

Nous exprimons notre profonde gratitude envers nos « Parents, sœurs et frères », pour leur patience infinie, compréhension inébranlable, encouragement sans faille et leur soutien indéfectible.

*Nous tenons à présenter nos sincères remerciements à notre encadrant **Mr HAMADA.B** pour son encadrement, son soutien et son expertise tout au long de la réalisation de ce travail. Ses conseils, ses encouragements avisés et sa disponibilité ont été d'une aide précieuse pour nous. Merci aussi pour madame **AIDENE. S** pour le temps qu'elle nous a accordé. Nous tenons aussi à remercier tous les professeurs qui ont contribué à notre parcours universitaire en façonnant notre compréhension du domaine et rendre notre expérience universitaire enrichissante et mémorable.*

*Nos sincères remerciements s'adressent également à tout le personnel du complexe pétrochimique CP2K à Skikda, en particulier **Mr. ZARROURI Oussama** ingénieur production et **Mr. REZIOUK Fares** chef de service production pour leurs orientations et leur précieuse assistance tout au long de notre stage.*

Nous exprimons notre gratitude envers tous les membres du jury qui ont accepté d'évaluer notre travail. Leur considération nous honore grandement.

Enfin, nous souhaitons remercier chaleureusement toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce modeste travail. Votre soutien a été essentiel et nous en sommes profondément reconnaissantes.

-Sylia & Sara-

Dédicace

Je dédie ce travail :

A la mémoire de ma chère grand-mère,

A tous ceux qui occupent une place spéciale dans mon cœur,

A ma mère, pour son amour, ses encouragements et ses sacrifices,

A mon père, pour son soutien, son affection et la confiance qu'il m'a accordé,

A ma sœur, mon frère, et toute ma famille, pour leur soutien inconditionnel et encouragement qui ont été ma source de force.

A ma chère copine et binôme Sara, merci d'avoir partagé tes idées brillantes, ton énergie contagieuse et ton soutien constant. Ce travail porte ton empreinte autant que la mienne, et je suis reconnaissante d'avoir eu la chance de travailler avec toi.

-Sylia -

Dédicace

Je dédie ce travail :

A ma source d'encouragement et de force, mes chers parents, maman et papa merci pour votre confiance et vos sacrifices sans cesse, merci de m'avoir éduqué et instruit pour devenir la personne que je suis maintenant,

A mes confidents, alliés et guides sœurs et frère, merci pour votre amour, votre dévouement et votre soutien sans faille, je suis reconnaissante pour tous ce que vous avez fait pour moi et continuer de faire,

A ma cousine Tata Lynda, merci pour ta bienveillance, conseils et orientation qui m'ont permis de grandir et de mûrir,

A ma sici, binôme ça ne suffit pas pour te définir, merci pour ta patience ta contribution et ta bonne énergie pour la réalisation de notre travail.

-Sara -

Résumé

Ce travail porte sur l'étude technico-économique d'une nouvelle unité de récupération des gaz d'éthylène sous forme de boil-off (BOG) générés dans le bac de stockage. La perte de charge due aux variations de température et de pression constitue un enjeu majeur pour le complexe CP2K, tant sur le plan économique qu'environnemental, à cause du torchage de ces gaz. En intégrant des simulations avancées, cette étude évalue les aspects techniques, économiques et environnementaux du projet, en utilisant la méthode de détente pour la liquéfaction de l'éthylène. Les résultats économiques obtenus sont encourageants, confirmant la rentabilité du projet. Ils mettent en avant les avantages financiers à long terme par rapport aux coûts initiaux d'investissement, prouvant ainsi la viabilité économique de cette initiative.

Ce projet représente une avancée significative dans la récupération des gaz industriels torchés, offrant une solution pratique, économiquement viable et écologiquement responsable.

Mots clé : Boil off, bac de stockage, éthylène, polyéthylène, torchage, récupération, liquéfaction, investissement, impact environnemental.

Abstract

This work focuses on the techno-economic study of a new unit for recovering ethylene gas in the form of boil-off gas (BOG) generated in the storage tank. The loss of charge due to temperature and pressure variations is a major challenge for the CP2K complex, both economically and environmentally, due to the flaring of these gases. By integrating advanced simulations, this study evaluates the technical, economic, and environmental aspects of the project, using the expansion or flash method for ethylene liquefaction. The economic results obtained are encouraging, confirming the project's profitability. They highlight the long-term financial benefits compared to the initial investment costs, thereby proving the economic viability of this initiative.

This project represents a significant advancement in the recovery of flared industrial gases, offering a practical, economically viable, and environmentally responsible solution.

Key words: Boil off, storage tank, ethylene, polyethylene, flaring, recovery, liquefaction, investment, environmental impact.

ملخص

يركز هذا العمل على الدراسة التقنية والاقتصادية لوحدة جديدة لاسترجاع غاز الإيثيلين المتواجد على شكل غازات البويل أوف الناتجة في خزان التخزين لمجمع ببتروكيمياة سكيكدة. إن فقدان المادة الناتج عن تغيرات درجة الحرارة والضغط يشكل تحدياً من الناحية الاقتصادية والبيئية للمجمع بسبب حرق هذه الغازات. تقوم هذه الدراسة بتقييم محاكاة متقدمة بتقييم الجوانب التقنية والاقتصادية للمشروع.

النتائج الاقتصادية المحصل عليها مشجعة. فهي تبرز الفوائد المالية على المدى الطويل مقارنة بتكاليف الاستثمار الأولية، مما يثبت الجدوى الاقتصادية لهذه المبادرة.

يمثل هذا المشروع تقدماً كبيراً في مجال استرجاع الغازات الصناعية المحروقة، مقدماً حلاً عملياً وقابلاً للتطبيق اقتصادياً ومسؤولاً بيئياً.

الكلمات الرئيسية: التبخر، إيثيلين، بولي إيثيلين، الحرق، الاسترجاع، تمييع الغاز، استثمار، التأثير البيئي.

Liste des abréviations

CP2K : Complexe pétrochimique 2, Skikda.

PEHD: Polyéthylène haute densité.

ENIP : Entreprise nationale des industries pétrochimiques.

Polymed: Polymère Méditerranéen

BAD : Banque Algérienne de Développement

LDPE: Low density polyethylene.

PE: Polyéthylène.

C₂H₄ : éthylène.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

BOG: Boil Off Gaz.

IBF: Isobutane frais.

IBR : Isobutane de recyclage.

PF : Procédé Phillips.

XPF: Procédé Ziegler Natta.

PFD: Piping and flow diagramme.

ΔT_{LM} : L'écart logarithmique moyen de température.

CAPEX: Capital expenditures.

OPEX: Operational expenditures.

VAN : Valeur Actuelle Nette.

PP : Payback Period.

EPC: Engineering, Procurement and Construction.

HSE : Hygiène, Sécurité, Environnement.

ATEX : Atmosphères Explosibles.

EPI : Equipement de protection individuelle.

CO₂ : Dioxyde de carbone.

Sommaire

Remerciement.....	2
Dédicace	3
Liste des abréviations	6
Liste de figures	11
Liste de tableaux.....	12
Introduction.....	13
Chapitre I : Présentation du complexe CP2K.....	14
Introduction :	14
1.1 Historique du complexe CP2K :	14
1.2 Implantation du complexe CP2K :.....	14
1.3 Description de l'usine :	15
1.4 Découpage du complexe :.....	15
1.5 Installations principales de l'usine :.....	15
1.6 Installations auxiliaires :	16
Chapitre 2 : Polymères et Généralités	17
Introduction :	17
2.1 Généralités sur les polymères :	17
2.1.1 Définition :.....	17
2.1.2 Classification des polymères :	17
2.1.3 Types de réaction de polymérisation :.....	20
2.1.4 Synthèse des polymères :.....	20
2.1.5 Les procédés de polymérisation :	24
2.1.6 Utilisation des polymères :	25
Chapitre 3 : Présentation du procédé de fabrication de polyéthylène à haute densité PEHD au sein de CP2K	27
Introduction :	27
3.1 Aperçu historique sur le polyéthylène :	27
3.2 Aperçu général sur le procédé Phillips :	28
3.3 Matières premières et traitement :	28
3.3.1 Ethylène :.....	28
3.3.2 Hexène :.....	31
3.3.3 L'isobutane frais (IBF) :	32
3.3.4 L'isobutane de recyclage (IBR) :.....	33
3.3.5 L'hydrogène :	34
3.4 Catalyseur et activation :.....	34

3.4.1	Composition du catalyseur inactif et caractéristique physique :	35
3.4.2	Activation du catalyseur :	35
3.5	Réacteur et ses auxiliaires :	36
3.5.1	Caractéristiques principales :	36
3.5.2	Alimentation du réacteur:	37
3.5.3	Patte de décantation :	38
3.5.4	Circulation du mélange dans le réacteur :	39
3.5.5	Système de réfrigération du réacteur :	39
3.5.6	Le flash et séchage du polymère.....	40
3.5.7	Le système de récupération et purification de l'isobutane	41
3.5.7.3	Purification de l'isobutane	41
3.6	Extrusion :	42
3.7	Manutention et emballage des granulés :	43
3.8	Description générale du procédé PEHD :	44
3.9	Produit final et destination :	45
Chapitre 4 : Boil-Off d'Éthylène et Simulation.....		47
Introduction :		47
4.1	Ethylène :	47
4.1.1	Définition :	47
4.1.1	Propriétés physiques :	47
4.1.2	Stockage d'éthylène dans CP2K :	48
4.1.3	Compositions et caractéristique de la charge d'éthylène :	48
4.1.4	Synthèse d'éthylène par le vapocraquage :	48
4.1.5	Importance de l'éthylène :	49
4.2	Boil off :	49
4.2.1	Phénomène de boil off :	49
4.2.2	Les causes du phénomène du boil off :	50
4.2.3	Les conséquences des boil off :	50
4.3	Boil off d'éthylène :	51
4.3.1	Définition :	51
4.3.2	Enjeux économique et environnementale des boil off d'éthylène :	51
4.3.3	Les sources des boil off d'éthylène :	51
4.3.4	Caractéristiques des boil off sortant du bac de stockage :	51
4.4	Introduction à la simulation :	52
4.4.1	Description du Simulateur HYSYS :	52
4.4.2	Enoncé de la problématique :	52
4.4.3	Les étapes de la simulation :	53
4.5	Proposition d'un modèle de simulation pour la récupération des BOG :	53

4.5.1	Modèle de simulation du procédé de récupération des BOG :	53
4.5.2	Tableau de données PFD du procédé de récupération des BOG :	56
4.5.3	Description du schéma technologique du procédé proposé pour la récupération des BOG :	56
Conclusion :		57
Chapitre 5 : Calcul et Dimensionnement des équipements		58
Introduction :		58
5.1	Identification des équipements nécessaires :	58
5.1.1	Section de compression :	58
5.1.2	Section de refroidissement :	58
5.1.3	Section de détente :	58
5.2	Dimensionnements des échangeurs de chaleur :	58
5.2.1	Calcul des échangeurs de chaleur tube-calandre E-101 et E-102 :	59
5.3	Bilan matière :	72
5.3.1	Définir les données :	72
5.3.2	Etablir le bilan matière :	72
5.3.3	Calcul de taux de recyclage de boil off d'éthylène :	72
Conclusion :		72
Chapitre 6 : Etude économique de la nouvelle unité de récupération des boil off		73
Introduction :		73
6.1	Estimation des boil off d'éthylène torchés :	73
6.2	Méthodologies et base d'estimation des coûts :	74
6.2.1	Coût en capital CAPEX :	74
6.2.2	Coût d'exploitation OPEX :	74
6.2.3	Revenus :	75
6.3	Résumé des coûts :	75
6.3.1	Equipements, matériels principaux et coûts :	75
6.3.2	Estimation d'OPEX :	76
6.3.3	Revenus : Ethylène récupéré PEHD produit :	77
6.4	Evaluation économique :	78
6.4.1	La méthode des flux de trésorerie disponibles :	78
6.4.2	Quelques définitions :	78
6.4.3	Principe de lois de la méthode des flux de trésorerie :	79
Conclusion :		80
Chapitre 7 : Partie HSE.....		81
(Hygiène, Sécurité et Environnement)		81
Introduction :		81
7.1	Triangle de feu : concept fondamental de mesure de sécurité de chaque industrie	81

7.2	Mesure de sécurité pour les principales installations du complexe CP2k :	82
7.2.1	Bac de stockage :	82
7.2.2	Le réacteur de polymérisation :	85
7.2.3	L'activateur du catalyseur :	86
7.3	Etude du cas de la nouvelle installation de récupération des BOG d'éthylène : ...	88
7.3.1	Classement des charges :	88
7.3.2	Type de la zone :	88
7.3.3	Identification des risques liés aux équipements principaux :	88
7.4	L'impact environnemental de la nouvelle installation de récupération des BOG d'éthylène :	91
7.4.1	Calcul de la quantité de CO ₂ générée lors du torchage de la charge d'éthylène :	91
7.4.2	Calcul de la taxe carbone :	91
	Définition	91
7.4.3	Calcul du crédit carbone :	92
	Conclusion :	92
	Conclusion	93
	Référence bibliographique	94

Liste de figures

Figure 1.2-1 : vue du satellite de la zone industriel Skikda. [1].....	15
Figure 2.1-1:structure cristalline d'un polymère [5].....	18
Figure 2.1-2:structure amorphe des polymères [4]	18
Figure 2.1-3:structure d'un polymère bidimensionnel [6].....	19
Figure 2.1-4:Structure d'un polymère tridimensionnel [6].....	20
Figure 2.1-5:structure d'un catalyseur de type Ziegler Natta [4].....	23
Figure 2.1-6:structure d'un catalyseur de type Phillips [4].....	23
Figure 3.3-1:schéma de traitement d'éthylène [4].....	31
Figure 3.3-2:schéma de traitement d'hexène [4].....	32
Figure 3.3-3:schéma de traitement d'isobutane frais [4]	33
Figure 3.3-4:schéma de traitement d'isobutane de recyclage [4]	33
Figure 3.3-5:schéma de traitement d'hydrogène [4]	34
Figure 3.4-1:schéma du procédé d'activation de catalyseur [4]	36
Figure 3.5-1:réacteur de la polymérisation [14].....	37
Figure 3.5-2:patte de décantation du réacteur [4]	39
Figure 3.6-1: schéma de la partie extrusion [4].....	43
Figure 4.1-1:illustration d'un bac de stockage cryogénique [18]	48
Figure 4.5-1: modèle de simulation pour récupération des BOG	54
Figure 4.5-2: schéma synoptique du modèle de simulation pour la récupération des BOG	55
Figure 5.2-1 : graphe pour calcul de facteur de correction F [21].....	60
Figure 5.2-2:détermination du coefficient de transfert sale [21].....	61
Figure 5.2-3:choix de pas de chicane [21]	61
Figure 5.2-4:caractéristiques géométriques des tubes de l'échangeur [21]	62
Figure 5.2-5:Nombre de tubes dans un échangeur faisceau-calandre [21]	63
Figure 5.2-6:nombre de tube dans un échangeur tube, calandre [21]	63
Figure 5.2-7:Coefficient de transfert de chaleur et coefficient de friction en fonction de nombre de Reynolds à l'intérieur des tubes [21]	65
Figure 5.2-8:Coefficient de transfert de chaleur et coefficient de friction en fonction de nombre de Reynolds à l'extérieur des tubes. [21].....	66
Figure 7.1-1:éléments de triangle de feu [23]	82
Figure 7.2-1:incendie dans un bac de stockage [24]	83
Figure 7.2-2:explosion d'un bac de stockage [24].....	84
Figure 7.2-4:Protection d'un bac par lance monitors fixé en haut de la robe [25]	84
Figure 7.2-3 : moyens de détection et lutte contre l'incendie [24]	85
Figure 7.2-5:équipement de protection individuelle [28].....	87

Liste de tableaux

Tableau 3.3-1:spécification de la charge éthylène [13].....	29
Tableau 3.4-1:spécification du catalyseur inactif [11]	35
Tableau 3.9-1:tableau des spécifications du produit final PEHD [15].....	46
Tableau 4.1-1:propriétés physiques d'éthylène [16]	47
Tableau 4.1-2:caractéristique du la charge d'éthylène [17]	48
Tableau 4.3-1:composition molaire des BOG sortant du bac de stockage [16].....	52
Tableau 4.3-2:composition molaire des BOG sortant du bac de stockage [16].....	52
Tableau 4.5-1:tableau PFD du procède proposé	56
Tableau 5.2-1:données d'échange entre les fluides.....	59
Tableau 5.2-2:Résultats de calcul dimensionnement des échangeurs E-101 et E-102	68
Tableau 5.2-3:fiche technique de l'échangeur E-101	70
Tableau 5.2-4:fiche technique de l'échangeur E-102	71
Tableau 6.1-1: données annuelles extraites des bilans du complexes CP2K	73
Tableau 6.3-1:spécification des équipements.....	76

Introduction

Dans un contexte marqué par les préoccupations croissantes liées à une éventuelle crise énergétique, les entreprises redoublent d'efforts pour contrer tout gaspillage d'énergie. Cet impératif se révèle être une priorité absolue pour les opérateurs du complexe CP2K, qui s'efforcent de maîtriser et d'optimiser leurs dépenses, tout en minimisant les coûts d'exploitation. Cette démarche revêt une importance capitale.

L'éthylène occupe une place centrale dans l'industrie pétrochimique mondiale en tant que matière première fondamentale pour la fabrication d'une multitude de produits. Son utilisation diversifiée, allant des plastiques aux solvants en passant par les fibres synthétiques, en fait un élément essentiel de l'économie mondiale. C'est dans ce contexte que se situe cette étude, qui se penche sur un problème majeur rencontré dans de nombreux complexes pétrochimiques : la gestion des boil off d'éthylène.

La charge d'éthylène, par sa valeur stratégique, constitue un enjeu crucial pour ces installations. Cependant, la perte de gaz d'éthylène sous forme de boil off représente à la fois un défi financier et environnemental. Cette problématique soulève la nécessité de développer des solutions innovantes pour récupérer et valoriser ces ressources précieuses de manière efficace et rentable.

L'objectif principal de cette étude est donc d'évaluer les aspects technico-économiques de la mise en place d'une nouvelle unité de récupération des boil off d'éthylène au sein du complexe CP2K. Cette unité représente une réponse stratégique à la nécessité de réduire les pertes financières associées aux gaz d'éthylène et d'optimiser leur utilisation, tout en minimisant les impacts environnementaux.

Cette recherche se distingue par son approche novatrice et intégrée, combinant des analyses technico-économiques rigoureuses avec une vision environnementale et opérationnelle stratégique. En explorant ces aspects de l'étude technico-économique de la nouvelle unité de récupération des boil off d'éthylène, ce mémoire s'engage à fournir des recommandations pratiques et stratégiques pour une gestion plus efficace et rentable des ressources au sein du complexe CP2K, tout en contribuant à l'avancement des connaissances dans le domaine de la valorisation des gaz dans l'industrie pétrochimique.

Chapitre I : Présentation du complexe CP2K

Introduction :

Dans ce chapitre, nous explorerons en détail le complexe CP2k et son rôle dans la production de polyéthylène haute densité au sein de l'industrie pétrochimique. Nous débuterons par une présentation approfondie du complexe, en mettant en avant son architecture, ses composants clés et son fonctionnement.

1.1 Historique du complexe CP2K :

Le complexe CP2K a été établi dans la zone industrielle de SKIKDA en janvier 2004, consécutivement à la conclusion du projet de construction d'une unité de polyéthylène haute densité en avril 1991, résultant d'un accord entre l'ENIP et Repsol Quimica, une filiale de Repsol, dans le cadre de la coopération industrielle algéro-espagnole. [1]

Initialement désignée sous le nom de POLYMED, l'unité était principalement détenue par l'ENIP, avec une participation de 64 %, suivie de Repsol avec 23 % et de la BAD avec 13 %. Par la suite, l'ENIP a procédé au rachat des parts détenues par Repsol et la BAD, cette dernière ayant décidé de se retirer. [1]

Actuellement, sous la gestion de SONATRACH, l'unité est connue sous l'appellation de CP2K. [1]

1.2 Implantation du complexe CP2K :

Le complexe CP2K est implanté à l'intérieure de la zone industrielle de Skikda, d'une superficie de 16,68 hectares dont 10% bâtis. CP2K se trouve sur la cote à 06 km à l'Est du chef-lieu de la wilaya de Skikda et à une hauteur moyenne d'environ 06 m au-dessus de la mer. [1]

Position géographique limitée comme suit :

- **Au Nord** : la mer Méditerranée.
- **Au sud** : la route principale de la zone industrielle.
- **A l'Est** : FIR (La force d'intervention et de réserve).
- **A l'Ouest** : CP1K (complexe matière plastique). [1]



Figure 1.2-1 : vue du satellite de la zone industriel Skikda. [1]

1.3 Description de l'usine :

Le complexe CP2K a pour objet la production du polyéthylène haute densité d'une capacité de 130000 t/an.

Les matières premières utilisées sont :

- L'éthylène importé.
- Isobutane.
- Hydrogène.
- Hexène.
- Catalyseur.

Le polyéthylène à haute densité PEHD produit est destiné à l'approvisionnement de l'industrie nationale de transformation plastique et à l'exportation pour ce qui est de l'excédent. [2]

1.4 Découpage du complexe :

Le complexe est composé de trois zones principales qui sont :

- **Zone d'off site** : Elle comporte les utilités (chaudières, air, azote, eau dessalée, eau anti-incendie, eau potable et détente de gaz) ; l'activation du catalyseur se fait aussi dans cette zone.
- **Zone humide** : Elle s'appelle aussi zone de réaction, les matières premières avant d'entrer au réacteur passent par les traiteurs afin d'éliminer les impuretés.
- **Zones sèche** : Elle contient les éléments suivants : extrudeuse, soufflantes, silos de stockage des produits finis (poudre et granulé) et ensachage. [2]

1.5 Installations principales de l'usine :

- Unité de préparation et de traitement des matières premières.
- Réacteur où se déroule la polymérisation et l'obtention du PEHD en poudre.
- Extrudeuse qui transforme la poudre en granulés.

- Stockage intermédiaire (Capacité 3500 Tonnes).
- Unité de conditionnement. [2]

1.6 Installations auxiliaires :

- Production de vapeur, électricité, air etc.....
- Traitement des effluents.
- Stockage matières premières, utilités et additifs (Eau, Hydrogène, Hexène et Isobutane).
- Magasin de stockage de produit fini soit une capacité de 12 000 tonnes. [2]

Chapitre 2 : Polymères et Généralités

Introduction :

Ce chapitre explore les polymères, des matériaux essentiels et omniprésents aux multiples applications dans l'industrie moderne. Nous plongerons dans leurs caractéristiques fondamentales, en examinant leur structure moléculaire complexe et leurs propriétés physiques et chimiques uniques. De plus, nous aborderons les différents types de polymères, ainsi que leurs méthodes de production variées.

Comprendre ces aspects des polymères est essentiel pour analyser la fabrication de polyéthylène haute densité et son intégration dans l'industrie pétrochimique. En effet, les polymères jouent un rôle important dans de nombreux processus industriels, de la fabrication de produits de consommation aux applications hautement spécialisées.

2.1 Généralités sur les polymères :

2.1.1 Définition :

Les polymères sont des macromolécules composées de petites unités structurales appelées monomères, liés entre elles par des liaisons covalentes pour former de longues chaînes moléculaires. Ces chaînes peuvent être linéaires, ramifiées ou réticulées. Les polymères se distinguent par leur masse moléculaire élevée, généralement de plusieurs milliers à plusieurs millions de grammes par mole.

La formation des polymères se produit par le processus de polymérisation. [3]

2.1.2 Classification des polymères :

2.1.2.1 Selon leur origine :

On discerne trois catégories principales :

- Polymères naturels.
- Polymères artificiels.
- Polymères synthétiques. [4]

2.1.2.2 Selon leur propriété :

Sont classés en trois grandes familles :

- **Les thermoplastiques** : Sont des matériaux qui se ramollissent par élévation de leur température et mise en forme sans modification de leur structure chimique. C'est le cas des chaînes linéaires ou ramifiées. Les matériaux thermoplastiques peuvent être mis en forme par chauffage, injection sous pression dans des moules dont le matériau conserve la forme par refroidissement.
- **Les thermodurcissables** : Au contraire, ne peuvent jamais revenir à l'état initial quand leur température a été augmentée. Cette élévation de température provoque le durcissement du matériau, en lui conférant sa structure définitive, de façon irréversible lors de chauffage, la polymérisation inachevée se poursuit jusqu'à formation d'un réseau tridimensionnel très

dense, c'est-à-dire avec de nombreux points de réticulation. Si on chauffe trop, il se décompose sans subir de fusion. A la limite, un tel polymère est constitué d'une seule macromolécule géante infusible et insoluble dans n'importe quel solvant.

- **Les élastomères (caoutchoucs)** : Polymères ayant des propriétés élastiques réversibles, c'est le cas des polymères tridimensionnels en réseau lâche. [4]

2.1.2.3 Selon leur structure :

- **Polymères cristallins** : Les matériaux cristallins ont une structure moléculaire hautement ordonnée avec des points de fusion coupants. Ils ne se ramollissent pas graduellement avec une augmentation de température, au lieu de cela, les matériaux cristallins restent solides jusqu'à ce qu'une quantité donnée de chaleur soit absorbée et ensuite rapidement changer en un liquide de faible viscosité. Ils ont une excellente résistance chimique. [4]

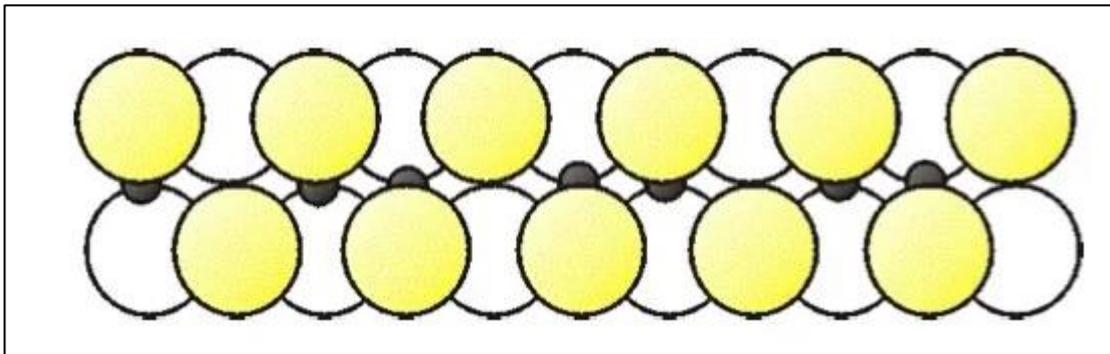


Figure 2.1-1: structure cristalline d'un polymère [5]

- **Polymères amorphes** : L'arrangement des chaînes macromoléculaires est désordonné et des enchevêtrements se forment entre elles. Les polymères amorphes sont plus mous, ont des points de fusion inférieurs et sont plus pénétrés par les solvants que leurs contreparties cristallines. [4]

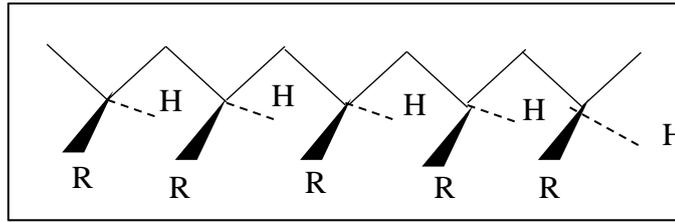


Figure 2.1-2: structure amorphe des polymères [4]

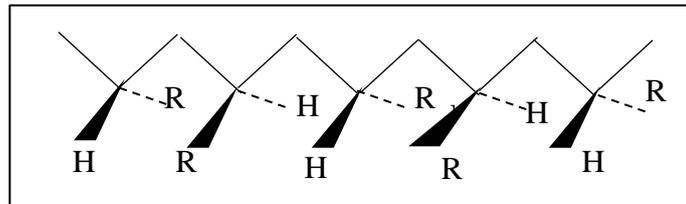
2.1.2.4 Selon leur configuration :

La polymérisation se fait de façon stéréorégulière ou non. En disposant la chaîne carbonée principale dans le plan de la feuille en conformation zig-zag plan, les groupes R peuvent se placer : [6]

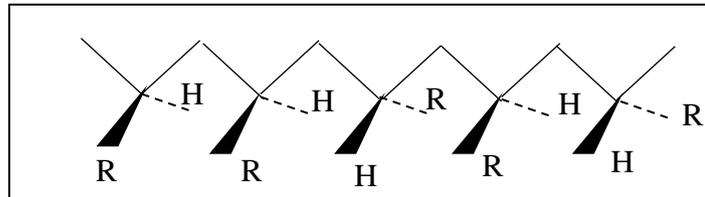
- **Isotactiques** : Les groupes R sont situés tous du même côté du plan de la chaîne carbonée en zig-zag.



- **Syndiotactiques** : Les groupes R sont alternativement à l'avant et à l'arrière du plan de la chaîne carbonée en zig-zag.



- **Atactiques** : La disposition des groupes R s'effectue au hasard, d'où une absence de stéréorégularité.



2.1.2.5 Selon la régiosélectivité :

- Tête à queue : $\text{CH}_2\text{-CH-R - CH}_2\text{-CH-R}$.
- Tête à tête : $\text{R-CH-CH}_2 - \text{CH}_2\text{-CH-R}$.
- Queue à queue : $\text{CH}_2\text{-CH-R - R-CH-CH}_2$. [6]

2.1.2.6 Selon leur dimensionnalité :

- **Polymères linéaires (monodimensionnels)** : L'enchaînement des atomes constituant la macromolécule s'effectue dans une seule direction de l'espace. [6]
- **Polymères bidimensionnels (lamellaires)** : Les enchaînements interatomiques s'étendant dans deux directions de l'espace donnent naissance à des macromolécules plates. [6]

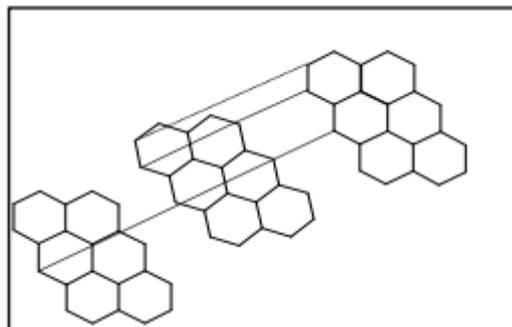


Figure 2.1-3: structure d'un polymère bidimensionnel [6]

- **Polymères tridimensionnels** : Peuvent être naturels (lignine, diamant...) ou bien résultant de la polymérisation de monomères dont la valeur moyenne est supérieure à deux ; ils peuvent aussi être obtenus par la réticulation (formation d'un réseau tridimensionnel) par voie

physique ou chimique de polymères linéaires. L'enchaînement des monomères est suivant 3 dimensions. [6]

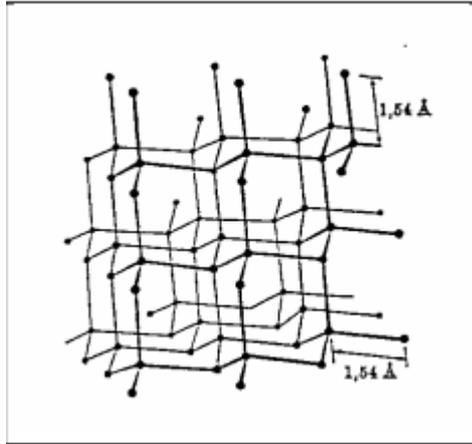


Figure 2.1-4: Structure d'un polymère tridimensionnel [6]

2.1.3 Types de réaction de polymérisation :

Il existe principalement deux types de réaction de polymérisation :

2.1.3.1 Réactions de polycondensation :

Sont les réactions chimiques dans lesquelles le polymère est produit par des liaisons successives entre monomères, qui émettent des molécules condensées pendant le processus de liaison qui dépendent de la nature des monomères, ils sont des molécules de faible poids moléculaire, qui sont à l'état gazeux et qui se séparent du polymère résultant par évaporation. D'une manière générale, la polycondensation se fait : [7]



A et B : monomères.

C : petite molécule comme l'eau et l'alcool.

2.1.3.2 Réaction de Polyaddition :

Les réactions de polyaddition sont des réactions chimiques dans lesquelles le polymère est issu d'ajouts successifs de groupes fonctionnels d'un monomère identique par l'action de la température, de la pression ou d'un agent chimique rompant ainsi la double liaison. Une des principales caractéristiques des réactions de polyaddition est que pendant la formation du polymère elle n'émet pas de composés volatils. D'une manière générale, la polyaddition se fait comme suit : [7]



2.1.4 Synthèse des polymères :

Selon le comportement cinétique et le mécanisme de la réaction qui conduit à la formation d'un composé macromoléculaire, on distingue deux types principaux de réactions de polymérisations :

2.1.4.1 Polymérisation en chaîne :

La polymérisation en chaîne nécessite des centres actifs, créés soit par une forme d'énergie externe (chaleur, lumière, rayonnements), soit par l'ajout d'un composé réactif (amorceur) au

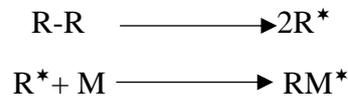
milieu réactionnel. Ces centres actifs, tels que des radicaux, des anions ou des cations, réagissent avec des monomères pour initier une réaction en chaîne où les monomères s'ajoutent successivement jusqu'à épuisement du centre actif. Les principales classifications de la polymérisation en chaîne sont : [7]

- La polymérisation radicalaire.
- La polymérisation anionique.
- La polymérisation cationique.
- La polymérisation par coordination.

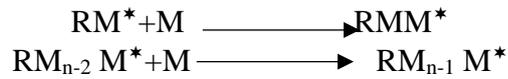
2.1.4.1.1 La polymérisation radicalaire :

La polymérisation radicalaire implique des centres actifs sous forme de radicaux libres (R^*), qui se forment par des initiateurs. Ces radicaux libres engendrent des réactions multiples tout au long de la polymérisation en chaîne suivant le mécanisme suivant : [7]

- **Amorçage** : formation des radicaux libres (R^*) qui amorcent la réaction.



- **Propagation** : Les radicaux libres (R^*) engendrés sont très réactifs, conduisant à une propagation rapide de la réaction :



- **Rupture de la chaîne** : la destruction des centres actifs et la disparition des radicaux libres par :

- Réaction de combinaison : Correspond à une destruction des centres actifs et provoque la disparition simultanée de deux radicaux libres.



- Réaction de dismutation :



- Réaction de transfert par un agent de transfert B :



2.1.4.1.2 La polymérisation ionique :

On peut distinguer :

- ✓ **La polymérisation cationique** : la partie active est le carbocation, où l'un des atomes de carbone porte une charge positive, associée à un contre-ion négatif. Les monomères facilement polymérisés par amorçage cationique ont une double liaison avec un carbone porteur de groupements électro-donneurs favorables à la formation de carbocations.

La formation des centres actifs est favorisée par des acides protoniques tels que l'acide sulfurique (H_2SO_4), des complexes à base de métaux de transition et des acides de Lewis.

Les monomères peuvent être : des oléfines (isobutylène), des éthers vinylique $\text{CH}_2=\text{CHOR}$, des carbures insaturés (styrène) et des composés hétérocycliques (oxirane : $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$). [7]

Elle s'effectue suivant le mécanisme suivant :

- **Initiation :**



- **Propagation :**



- **Terminaison :**

Elle se fait tout dépend de type de catalyseur soit par :

- **Perte de proton :**

★ Réaction monomoléculaire : Cette réaction se déroule en présence d'un acide fort



★ Réaction bimoléculaire : Dans le cas où on utilise des composés ayant une grande électronégativité par rapport à la macromolécule.



- **Capture de l'anion :**

★ Par un acide faible :



★ Pour les acides de Lewis :



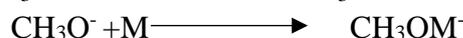
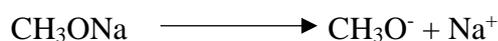
★ Pour les catalyseurs à base des sels acides :



- **La polymérisation anionique :**

En polymérisation anionique, les centres actifs sont des anions qui attaquent les monomères par une réaction d'attaque nucléophile, formant ainsi un nouveau site anionique. Cette réaction requiert des monomères capables de subir une attaque nucléophile. À l'échelle industrielle, les composés les plus couramment utilisés sont les alcoolates tels que le KOH et le NaOH suivant le mécanisme : [7]

- **Initiation :**



- **Propagation :**



- **Terminaison :**



B : est le CH₃OH, ou les impuretés qui présentent dans le milieu réactionnel. [7]

2.1.4.1.3 La polymérisation par coordination :

La catalyse par les complexes de métaux de transition est une méthode majeure de synthèse des polymères depuis les années 1950 par la découverte des systèmes catalytiques à base de chrome (Phillips) et de titane (Ziegler) ainsi que l'arrivée de nouveaux catalyseurs (métallocène, palladium de Shell) a permis d'obtenir de nouveaux types de polymères. [8]

- **Catalyse Ziegler-Natta :**

La catalyse de Ziegler-Natta, mise au point par Karl Ziegler et Giulio Natta, est une méthode clé pour la production de polyoléfines à tacticité contrôlée. Elle utilise des catalyseurs à base de métaux de transition, comme le titane ou le vanadium, et permet de polymériser des oléfines (α -oléfines et 1,3 diène) en chaînes de polymères aux propriétés spécifiques. Cette technique a révolutionné l'industrie du plastique en permettant la fabrication de polymères tels que le polyéthylène et le polypropylène avec des caractéristiques précises, comme la résistance, la flexibilité et la transparence. [8]

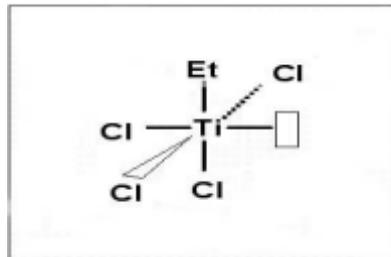


Figure 2.1-5: structure d'un catalyseur de type Ziegler Natta [4]

- **Catalyse Phillips :**

Les oxydes de chrome, supportés sur de la silice poreuse ou de l'aluminosilicate à faible teneur en alumine, jouent un rôle crucial dans la production de polyéthylène à haute densité (PEHD). Cette technologie s'impose comme la méthode de référence pour la fabrication de ce polymère largement utilisé. Cependant, un inconvénient notable réside dans l'incapacité de ces catalyseurs à polymériser d'autres monomères que l'éthylène, limitant ainsi leur champ d'application. [8]

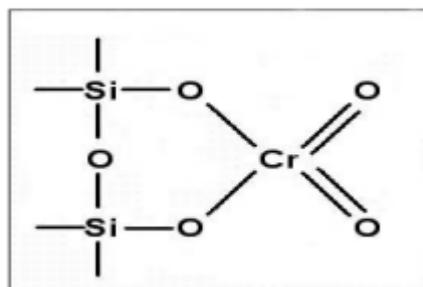


Figure 2.1-6: structure d'un catalyseur de type Phillips [4]

2.1.4.2 Réactions de polymérisation par étapes (polycondensation) :

La polymérisation par polycondensation est une méthode de synthèse de polymères à partir de monomères plurifonctionnels. Elle implique des réactions successives entre ces monomères, avec élimination progressive d'un petit fragment de molécule (eau, alcool, hydracide) à chaque étape. La réaction se déroule généralement dans des conditions favorables aux réactions organiques classiques, avec ou sans catalyseur. [8]

Au fur et à mesure de l'avancement de la réaction, les monomères réagissent entre eux pour former des oligomères, puis des polymères de plus en plus longs. [8]

La polycondensation permet de synthétiser une large gamme de polymères aux propriétés variées, tels que le nylon, le polyester, le phénoplaste et l'époxyde. [8]

2.1.5 Les procédés de polymérisation :

2.1.5.1 La polymérisation en masse :

Principe :

La polymérisation en masse se déroule sans solvant ni diluant. Le monomère est directement polymérisé sous l'action de la chaleur, de radiations ou d'un amorceur, entraînant une augmentation de la viscosité, une libération de chaleur et une consommation progressive du monomère. [9]

Avantage :

- Production de polymères purs à haute masse molaire et haute pureté.
- Possibilité de polymérisation directe dans un moule (ex : polyuréthane). [9]

Limite :

- Difficulté de mélange et de chauffe homogènes du milieu visqueux.
- Risque d'emballement exothermique pouvant mener à une explosion.
- Favorisation des réactions de transfert inter-chaînes et des ramifications.
- Mauvaise agitation et faible taux de conversion. [9]

2.1.5.2 La polymérisation en solution :

Dans les procédés de polycondensation en solution, l'usage d'un solvant facilite la dispersion des réactifs et des catalyseurs, favorisant ainsi la réaction chimique. Cependant, la solubilité des monomères et du polymère dans le solvant peut entraîner des réactions en phase homogène ou hétérogène. [8]

La polycondensation en solution peut se dérouler de manière homogène lorsque tous les composants sont uniformément répartis dans la solution. En revanche, si les précurseurs sont dispersés dans des phases liquides non miscibles, la polycondensation interfaciale se produit à la surface de séparation de ces phases. Cette dernière méthode est rapide mais limitée aux monomères très réactifs et coûteux, et son utilisation à grande échelle est peu pratique. [8]

Bien que les procédés en solution nécessitent des équipements complexes pour la récupération et la purification du solvant, ils sont plus faciles à exploiter lorsque la solution obtenue est directement utilisable pour fabriquer des produits finis comme des colles ou des peintures. [8]

2.1.5.3 La polymérisation en suspension :

Dans ce type de procédé, le monomère, insoluble dans l'eau, est mis en suspension sous forme de gouttelettes par une forte agitation mécanique stabilisé par des agents de suspension et de dispersion. L'amorceur mis en œuvre doit être hydrophobe, par exemple le peroxyde de benzoyle, pour se solubiliser dans les gouttelettes de monomère. Deux cas sont à considérer selon la solubilité du polymère dans son monomère : [10]

- S'il est soluble (cas du styrène ou du méthacrylate de méthyle), la polymérisation se déroule en milieu homogène à l'intérieur de chaque gouttelette, laquelle peut alors être considérée comme un mini-réacteur de polymérisation en masse.
- Sinon, il n'est pas soluble on est face à une polymérisation par précipitation (cas du chlorure de vinyle) dans chaque gouttelette. [10]

L'un des avantages de la polymérisation en suspension est la possibilité d'obtenir des masses molaires élevées tout en s'affranchissant des problèmes de viscosité. Un autre avantage réside dans le transfert thermique fortement amélioré [10]

2.1.5.4 La polymérisation en émulsion :

Les procédés en émulsion sont surtout utilisés dans le cas des réactions de polyaddition. Le monomère doit être insoluble ou peu soluble dans le milieu dispersant, l'eau en général, et être polymérisable par des radicaux libres. Le monomère maintient sous forme d'émulsion micellaire grâce à un agent tensio-actif et à une agitation énergique. Le système catalytique est soluble dans l'eau, milieu dispersant, et non plus dans le monomère comme dans le procédé en suspension. Donc la réaction se fait à la surface superficielle des micelles, dans ce procédé il est difficile d'obtenir des polymères purs car il est contaminé par les tensions actives. [8]

2.1.6 Utilisation des polymères :

Les polymères sont des matériaux largement utilisés dans de nombreux domaines en raison de leurs propriétés variées et adaptables. Leur polyvalence en termes de forme, de durabilité et de facilité de fabrication ont fait des matériaux de choix dans une multitude d'applications.

Explorons quelques domaines où les polymères jouent un rôle :

2.1.6.1 Emballage et protection :

- **Sacs, bouteilles et films plastiques** : Le polyéthylène (PE), le polypropylène (PP) et le poly-téréphtalate d'éthylène (PET) sont les plus utilisés, en offrant une légèreté, résistance et flexibilité pour protéger les produits alimentaires et d'autres produits divers.
- **Mousses protectrices** : Le polystyrène expansé (PSE) et le polyuréthane (PU) amortissent les chocs et assurent la protection des appareils électroniques et meubles fragiles. [11]

2.1.6.2 Construction et travaux publics :

- **Tuyaux et canalisations** : Le PVC, PE et PP garantissent l'acheminement de l'eau, du gaz et d'autres fluides dans les infrastructures urbaines et les bâtiments.
- **Matériaux de construction** : Béton polymère, profilés en PVC, panneaux isolants en PU, les polymères contribuent à la solidité, la durabilité et l'isolation thermique des constructions. [11]

2.1.6.3 Textile et habillement :

- **Fibres synthétiques** : Nylon, polyester, acrylique, élasthane... ces fibres offrent des propriétés variées (légèreté, résistance et élasticité) pour des vêtements performants et confortables.
- **Textiles techniques** : Les polymères entrent dans la composition des vêtements et équipements de protection individuelle (EPI) pour la sécurité et le confort dans des environnements exigeants. [11]

2.1.6.4 Automobile et transport :

- **Pièces automobiles** : Des pièces en plastique et composites (renforcés de fibres de verre ou carbone) allègent les véhicules, améliorant leur performance et leur consommation de carburant.
- **Pneumatiques** : Le caoutchouc, allié à des renforts en fibres textiles, assure l'adhérence, la flexibilité et la résistance des pneus pour une conduite sûre.

2.1.6.5 Médecine et santé :

- **Prothèses et implants** : Polymères biocompatibles comme le polyéthylène et le silicone sont utilisés pour des prothèses articulaires, valves cardiaques et autres implants médicaux.
- **Matériel médical** : Des seringues, cathéters et poches de perfusion aux dispositifs de diagnostic, les polymères sont essentiels dans le domaine médical. [11]

2.1.6.6 Electronique et informatique :

- **Boîtiers et composants** : ABS, polycarbonate, polyamides... assurent la protection et la fonctionnalité des équipements électroniques.
- **Circuits imprimés** : Résines époxydes et polyamides isolent et supportent les composants électroniques miniaturisés. [11]

2.1.6.7 Agriculture et agroalimentaire :

- **Films d'irrigation** : Le polyéthylène permet une irrigation optimisée des cultures, réduisant la consommation d'eau et l'érosion des sols.
- **Emballages alimentaires** : Les polymères conservent la fraîcheur et la qualité des aliments, limitant le gaspillage alimentaire. [11]

Chapitre 3 : Présentation du procédé de fabrication de polyéthylène à haute densité PEHD au sein de CP2K

Introduction :

Le chapitre 3 de ce mémoire se focalise sur la description détaillée du procédé de production de polyéthylène haute densité au sein du CP2k. En explorant les différentes phases du procédé, depuis la préparation des matières premières jusqu'à la transformation en produit final, en mettant l'accent sur les aspects opérationnels, les méthodes de contrôle et les pratiques de gestion qui caractérisent ce processus de fabrication.

Ce chapitre offre ainsi un aperçu complet du procédé de production au sein du complexe CP2K, en mettant en évidence son fonctionnement opérationnel et son importance dans l'industrie pétrochimique.

3.1 Aperçu historique sur le polyéthylène :

Le polyéthylène, ce matériau omniprésent dans notre vie quotidienne, possède une histoire relativement récente. Synthétisé pour la première fois dans les années 1930 par "IMPERIAL CHEMICAL INDUSTRIES" en Angleterre, il s'agissait initialement de polyéthylène basse densité (LDPE), produit à haute pression. [12]

Sa commercialisation débute en 1938, révélant ses excellentes propriétés diélectriques et sa résistance, notamment pour l'isolation des câbles sous-marins. Son utilisation s'est largement répandue pendant la Seconde Guerre mondiale, ce qui a limité sa disponibilité sur le marché civil. [12]

L'avènement des produits conditionnés en bouteilles a consacré le polyéthylène comme un matériau indispensable. Employé sous diverses formes (films, plaques, revêtements, etc.), le LDPE représente une part importante de ces utilisations, en particulier dans le domaine des films (environ 30% des ventes). [12]

Les années 1950 ont vu l'émergence de nouvelles techniques de production, notamment des procédés à basse pression comme le procédé PHILLIPS (catalyseur à base d'oxyde de chrome) et le procédé ZIEGLER (catalyseur métallique à base d'alkyl-aluminium). Ces procédés ont donné naissance au polyéthylène linéaire (HDPE), caractérisé par sa structure principalement linéaire, contrairement au LDPE qui présente des ramifications. [12]

Les différents types de polyéthylènes se distinguent par plusieurs critères :

- Conventionalité vs linéarité/densité : LDPE (conventionnel, ramifié, basse densité) vs HDPE (linéaire, haute densité).
- Haute pression vs basse pression : procédés de production utilisés. [12]

3.2 Aperçu général sur le procédé Phillips :

Le procédé Phillips, développé par Phillips Petroleum Company dans les années 1950, a révolutionné la production de polyéthylène haute densité. Son évolution s'est caractérisée par une transition vers une méthode plus simple et plus efficace.

Le procédé original, connu sous le nom de "Solution Process", était complexe et comprenait de nombreuses étapes, entraînant des coûts élevés. La polymérisation s'effectuait en solution, ce procédé produisait du HDPE de qualité acceptable, mais ses limitations ont conduit au développement d'une alternative plus efficace. [13]

Le procédé simplifié, baptisé "PF Process", a marqué un tournant majeur. La polymérisation s'effectue désormais dans un réacteur sous forme de boucle, générant des particules solides en milieu de solvant. Cette simplification drastique du processus a permis de réduire considérablement les coûts et d'améliorer l'efficacité énergétique. De plus, le PF Process offre une meilleure qualité de polyéthylène, avec des propriétés optimales pour diverses applications.

Le procédé Phillips, utilise un catalyseur à base d'oxyde de chrome sur support en silice alumine (Cr/SiO_2) produisant des polymères ayant une densité de 0.92, avec un indice de fusion élevé ou bas. [13]

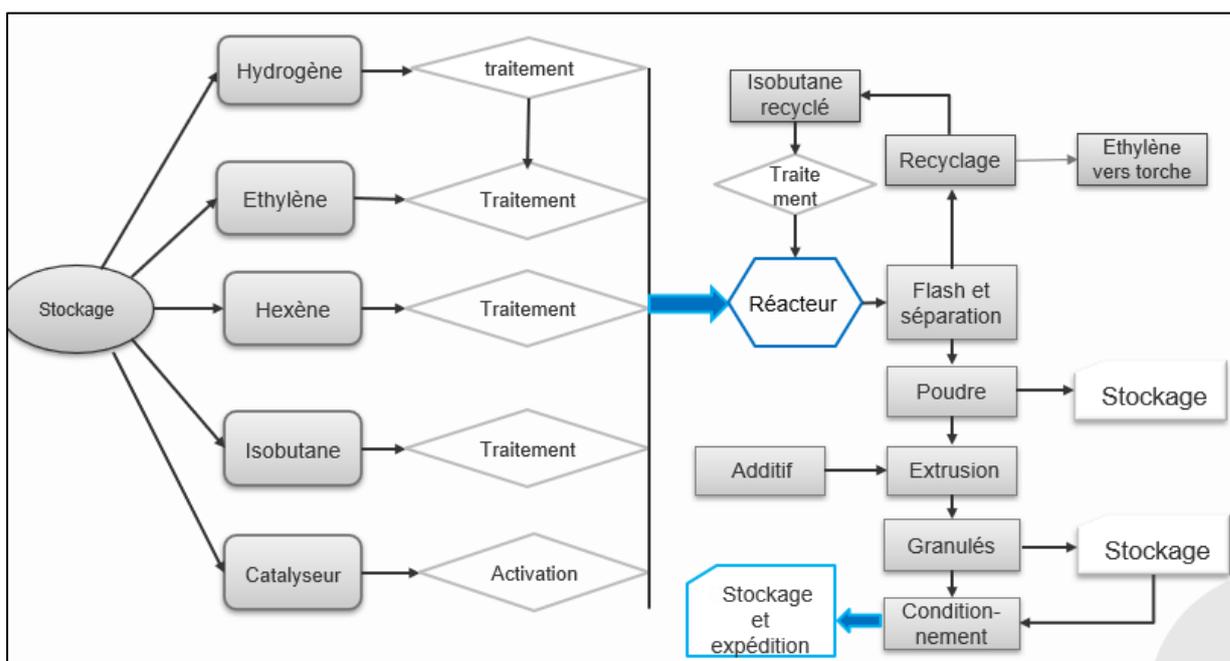


Figure 3.2 1 : schéma synoptique du procédé PEHD [12]

3.3 Matières premières et traitement :

Les matières premières doivent être traitées dans le but d'éliminer les poisons pouvant désactiver le catalyseur à l'intérieur de réacteur.

3.3.1 Ethylène :

Étant donné que l'éthylène est le principal réactif du processus, il est acheminé à l'usine CP2K par des tuyaux provenant de l'unité de stockage à une pression de 16,9 kg/cm² et à température ambiante. Avant son utilisation, l'éthylène doit être traité pour éliminer diverses substances indésirables telles que l'acétylène (dans le réacteur 950-101), l'oxygène (dans le réacteur 950-103 A/B), le monoxyde de carbone (dans les réacteurs 950-104 A/B), le dioxyde

de carbone (dans le réacteur 950-106 A/B), l'eau et le méthanol (dans le réacteur 950-107 A/B), conformément aux spécifications contractuelles suivantes : [13]

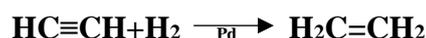
Ethylène	99,9 % mol minimum
Acétylène	<2,0 ppm en poids, maximum
CO	< 1,0 ppm en poids, maximum
H ₂	<5,0 ppm en poids, maximum
O ₂	< 0,5 ppm en poids, maximum
H ₂ O	< 1,0 ppm en poids, maximum
CO ₂	< 0,5 ppm en poids, maximum

Tableau 3.3-1:spécification de la charge éthylène [13]

3.3.1.1 Elimination d'acétylène :

En premier lieu, le courant d'éthylène passe par le réacteur de conversion d'acétylène en éthylène 950-101, où se trouve le catalyseur BASF RO-20/13 à base de Palladium Pd, et cela s'effectue en présence d'hydrogène. Un filtre est placé après le réacteur dont le but est d'éliminer les particules solides de la charge traitée. Le catalyseur est situé sur deux lits superposés, chacun de 150 mm d'épaisseur. Ils sont composés de sphères inertes.

L'élimination de l'acétylène d'effectue suivant la réaction suivante :



Cette étape s'effectue dans les conditions suivantes :

- Débit d'éthylène : 23,190 kg/h.
- Pression : 16 kg/cm².
- Température : 20 à 40°C.
- Débit H₂ : 0 à 37,5 g/h. [13]

3.3.1.2 Elimination d'oxygène :

De la sortie du compresseur d'éthylène 160-101 situé en aval de convertisseur d'acétylène, passant dans un réchauffeur d'éthylène 410-101 dont le but de maintenir la température à 124°C afin d'éviter la désadsorption de certains poisons, le courant arrive au réacteur d'élimination d'oxygène où se trouve le catalyseur BASFR3-15 à base de cuivre situé sur deux lits superposés, chacun d'eux de 150 mm d'épaisseur. [13]

L'élimination de l'oxygène se déroule suivant les réactions suivantes :

- En phase de réaction : $\frac{1}{2} \text{O}_2 + \text{Cu}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CuO}$
- En phase de régénération : $2\text{CuO} + \text{H}_2 \rightarrow \text{Cu}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$

Les conditions opératoires sont :

Débit d'éthylène	23,190 kg/h
Pression	57 kg/cm ²
Température	124°C

3.3.1.3 Elimination du monoxyde de carbone :

L'élimination du monoxyde de carbone s'effectue dans des réacteurs 950-104 A/B contenant un catalyseur BASFR3-15 à base de cuivre, situé sur deux lits superposés selon les réactions suivantes :

- En phase de réaction : $CO + 2CuO \rightarrow CO_2 + Cu_2O$
- En régénération : $Cu_2O + 1/2 O_2 \rightarrow 2CuO$

Les conditions normales d'opération sont : [13]

Débit d'éthylène	23,190 kg/h
Pression	57 kg/cm ²
Température	124°C

3.3.1.4 Elimination du dioxyde de carbone :

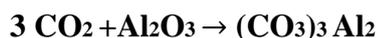
Le courant d'éthylène provenant du fond du réacteur d'élimination de CO (950-104 A/B), entre dans le refroidisseur d'éthylène, où il est refroidi jusqu'à une température de 38°C. De celui-ci, il s'alimente au réacteur d'élimination de dioxyde de carbone (950-106 A/B).

Les réacteurs contiennent 2 types d'alumines, disposées en lits superposés. Le lit inférieur est formé d'alumine SELEXSORB CD, et le lit supérieur est composé de sphères d'alumine SELEXSORB COS, l'alumine est située sur deux lits superposés, composés de sphères inertes.

Le dioxyde de carbone forme un composé compliqué avec l'oxyde de sodium à l'intérieur de la structure moléculaire de l'alumine. Il sera retenu par l'alumine jusqu'à ce que les gaz chauds de régénération rompent les liaisons et que le dioxyde de carbone soit entraîné hors du lit. [13]

La réaction d'élimination du CO₂ :

- Opération normale: $CO_2 + Na_2O \rightarrow CO_3 Na_2$



- Régénération: $CO_3 Na_2 + N_2 \text{ (chaud)} \rightarrow Na_2 O + CO_2 + N_2$



Le catalyseur utilisé est à base d'Al₂O₃, Na₂O₃.

Les conditions normales d'opération sont : [13]

Débit d'éthylène	23,190 kg/h
Pression	56 kg/cm ²
Température	38°C

3.3.1.5 Elimination de H₂O/ Méthanol :

Le séchage de l'éthylène s'effectue dans des sècheurs 950-107 A/B, à la présence des tamis moléculaire ZEOCHEM 13X. Ce tamis est situé sur deux lits superposés, composés par des sphères inertes. Ce procédé s'effectue dans des conditions de pression et de température bien déterminés : P=56bar et T=38°C, et une régénération du catalyseur tous les 14jours avec de l'air sec. [13]

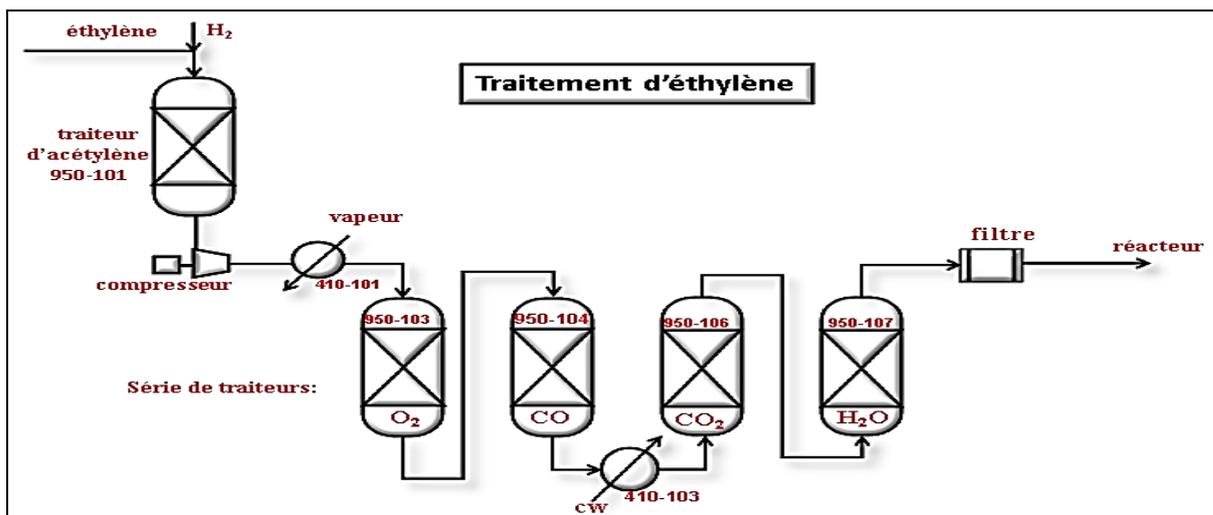


Figure 3.3-1: schéma de traitement d'éthylène [4]

3.3.2 Hexène :

L'hexène est un co-monomère ajouté au réacteur pour produire des copolymères, ce qui modifie la structure moléculaire du polymère et influence ses propriétés physiques. L'ajout d'hexène permet de contrôler la densité du produit ainsi que d'autres caractéristiques telles que la flexibilité, la cristallisation et la résistance à la rupture.

De plus, l'hexène est utilisé comme diluant pour les agents antistatiques ajoutés au produit final dans le pot d'addition d'antistatique. [13]

Avant d'être utilisé dans la production, l'hexène subit un processus d'élimination de l'eau et des gaz absorbés. Pour cela, d'abord il est pompé dans la colonne de dégazage (950-111), fonctionnant à une pression de $4,5 \text{ kg/cm}^2$ et une température de 106°C . Cette colonne est équipée de deux lits d'anneaux Pall en acier inoxydable pour éliminer l'eau et d'autres composants légers. [13]

La colonne est équipée d'un plateau et de cheminée au sommet, avec une sortie latérale pour récupérer l'eau condensée du condenseur de tête dans un réservoir. L'alimentation de la colonne se fait sous ce plateau et se mélange avec le reflux du condenseur de tête au distributeur de liquide. L'hexène dégazé est collecté dans le réservoir au fond de la colonne. Une soupape de sécurité avec évent est installée dans la colonne pour maintenir la pression à un niveau sûr, avec une pression de décharge de $3,5 \text{ kg/cm}^2$.

Après la colonne, l'hexène est séché dans un traiteur d'élimination de l'eau, où l'eau est adsorbée par des tamis moléculaires. [13]

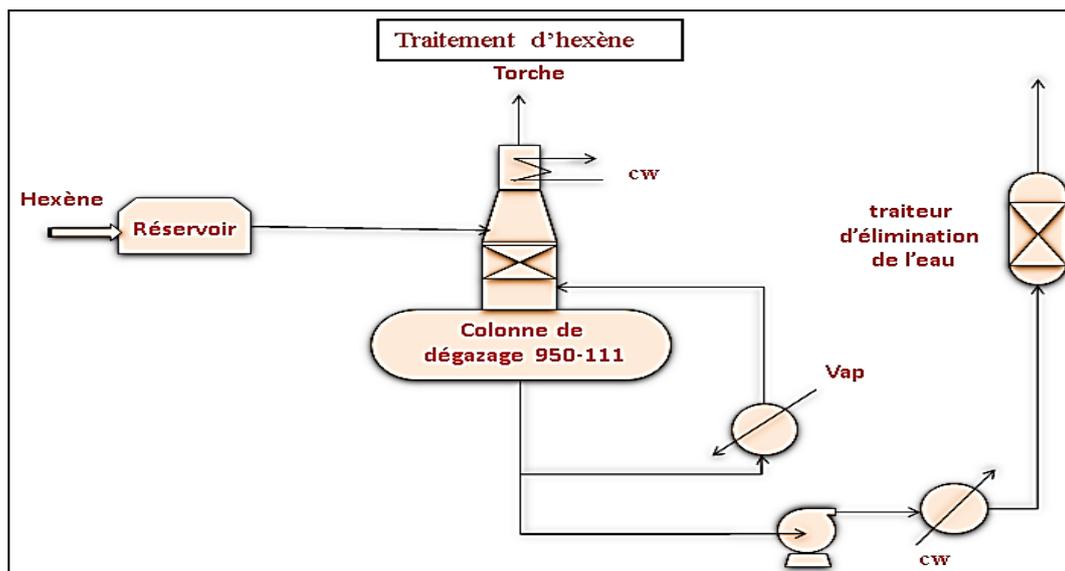


Figure 3.3-2:schéma de traitement d'hexène [4]

3.3.3 L'isobutane frais (IBF) :

L'isobutane frais est utilisé dans plusieurs systèmes :

- Comme milieu réactionnel.
- Lors d'addition de catalyseurs (PF et XPF) et l'addition de Co-catalyseurs.
- Au dépôt de chargement de Scavenger et la pompe du réacteur.
- Comme matériau de nettoyage pour prévenir les obstructions potentielles dans les orifices et les lignes de petit diamètre.

Avant d'être incorporé dans la production, l'isobutane frais subit un processus d'élimination de l'eau et des gaz absorbés. Il est introduit dans une colonne de dégazage conçue pour fonctionner à une pression de design de 11,7 kg/cm² et à une température de 90°C. Cette colonne est équipée de deux lits remplis d'anneaux Pall en acier inoxydable de 25 mm pour éliminer l'eau et d'autres composants légers de l'isobutane. [13]

La colonne est pourvue d'un plateau et de cheminée en tête, avec une sortie latérale pour recueillir l'eau condensée du condenseur de tête dans un réservoir. Le reflux du condenseur de tête retourne à ce plateau de cheminée. L'alimentation de la colonne se fait sous ce plateau et se mélange avec le reflux provenant du condenseur de tête dans le distributeur de liquide de la colonne.

En sortie de la colonne, l'isobutane est séché dans un traiteur d'élimination de l'eau, où ce dernier est adsorbé par des tamis moléculaires. [13]

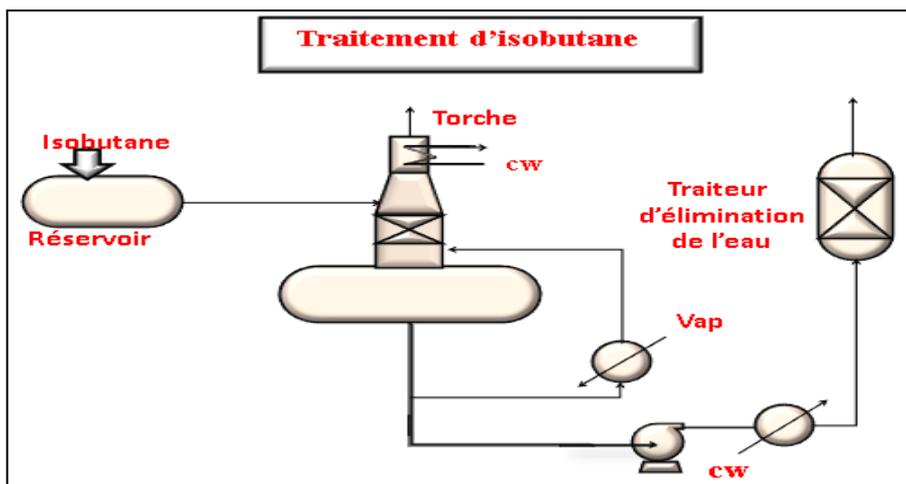


Figure 3.3-3:schéma de traitement d'isobutane frais [4]

3.3.4 L'isobutane de recyclage (IBR) :

L'isobutane de recyclage récupéré dans l'usine est acheminé depuis le réservoir de stockage (950-176) vers les sécheurs d'isobutane de recyclage (950-125 A/B) à l'aide de pompes. Avant d'entrer dans les sécheurs, cet isobutane de recyclage passe par les refroidisseurs (410-177 A/B) pour dissiper la chaleur générée pendant le pompage. Dans les refroidisseurs, l'eau est éliminée du flux d'isobutane et retenue dans un lit de tamis moléculaire ZEOCHEM 13X. Une fois séché et purifié, l'isobutane de recyclage est utilisé comme solvant dans le réacteur.

Les sécheurs (950-125 A/B) sont conçus pour fonctionner à une pression de $69,3 \text{ kg/cm}^2$ et une température de 63°C en conditions normales d'opération, tandis que la régénération se fait à une pression de $9,75 \text{ kg/cm}^2$ et une température de 315°C . [13]

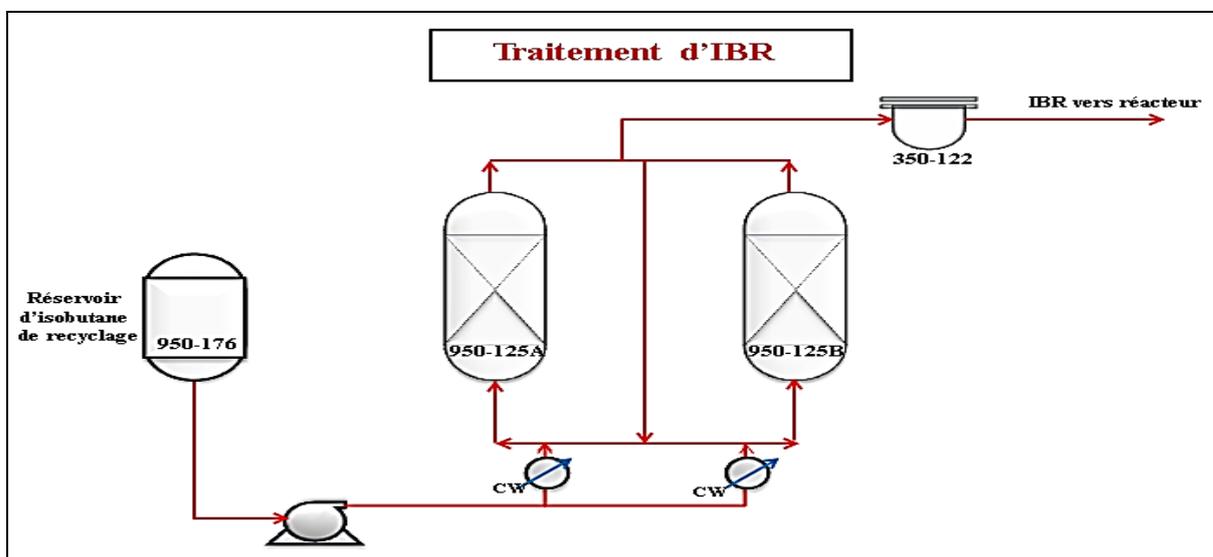


Figure 3.3-4:schéma de traitement d'isobutane de recyclage [4]

3.3.5 L'hydrogène :

L'hydrogène est livré à l'usine dans des cylindres sous une pression de 203 kg/cm² et à 40°C. Il est introduit dans le réacteur pour réguler l'indice de fluidité du polymère, qui dépend de la longueur de la chaîne moléculaire et augmente lorsque le poids moléculaire diminue. Une concentration élevée d'hydrogène augmente le débit et l'indice de fluidité du polymère.

Avant d'être utilisé dans le processus de production, l'hydrogène subit un processus de séchage dans les sécheurs (950-132 A/B). Après les sécheurs, l'hydrogène passe à travers le filtre (350-131 A/B).

L'eau retirée du flux d'hydrogène est retenue dans un lit de tamis moléculaire ZEOCHEM 13X, composé de deux lits superposés de sphères inertes. Les conditions de conception pour la pression et la température sont de 62 kg/cm² et 63°C en fonctionnement normal, et de 10,75 kg/cm² et 315°C pour la régénération. [13]

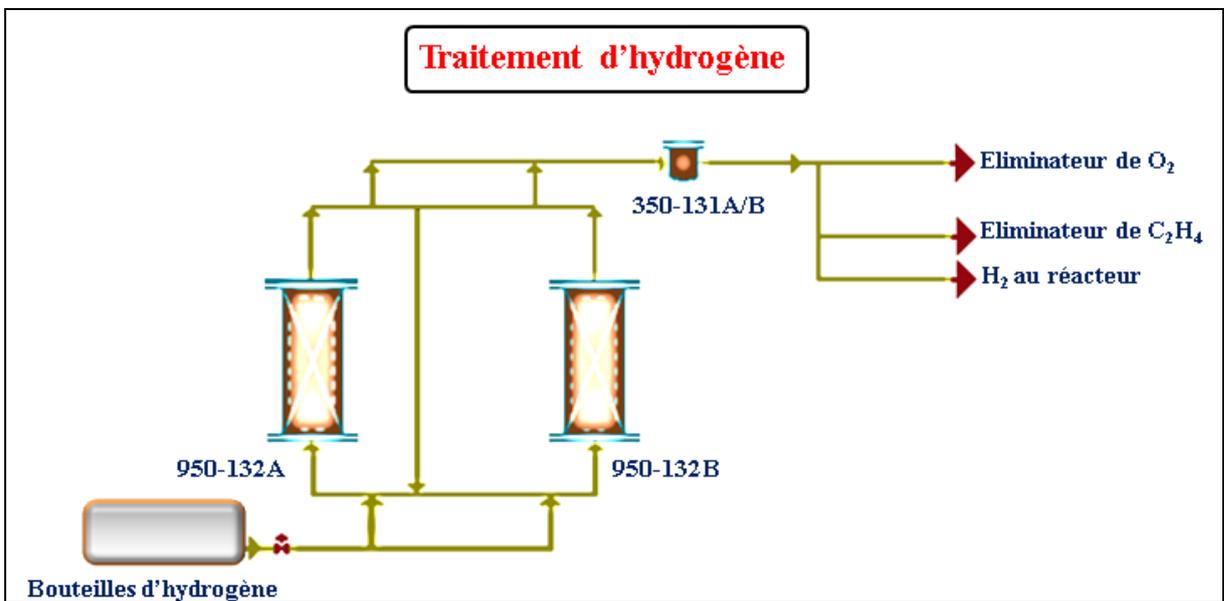


Figure 3.3-5:schéma de traitement d'hydrogène [4]

3.4 Catalyseur et activation :

Le catalyseur de la réaction de polymérisation peut être de deux types selon le produit à fabriquer :

- Le type PF (PHILLIPS) exige un processus préalable d'oxydation sur un lit fluidifié moyennant de l'air chaud sec, à des températures qui atteignent 820°C.
- Le type XPF (ZIEGLER) s'alimente au réacteur selon la forme commerciale (sans traitement dans l'unité).

Actuellement le catalyseur utilisé est de type PF Phillips nommé CATALYSEUR 963 TERGEL à base de chrome sur un support de silice d'alumine.

3.4.1 Composition du catalyseur inactif et caractéristique physique :

Chrome	0.83~1.10%.
Titane	2.30~2.70%.
Al ₂ O ₃	0.25% max.
SiO ₂	Balance.
Carbone	1.0% max.
Na ₂ O	0.09% max.
Produits volatils	5% max.
Nom chimique	Catalyseur au chrome.
Inflammabilité	Non.
Etat physique	Poudre.

Tableau 3.4-1:spécification du catalyseur inactif [11]

3.4.2 Activation du catalyseur :

Le catalyseur de chrome, avant utilisation, subit une activation par chauffage en lots en allant à des températures de 300°C dans un lit fluidisé à l'aide d'air sec provenant de l'usine. [13]

3.4.2.1 Objectif :

- Éliminer l'eau et les volatils du catalyseur par contact avec l'air chaud et sec.
- Modifier l'état d'oxydation du chrome de Cr (III) à Cr (VI). [13]

3.4.2.2 Mécanisme de l'activation :

Dans le lit fluidisé, l'air chaud circule et maintient le catalyseur en suspension. L'eau et les volatils s'évaporent sous l'effet de la chaleur, laissant un catalyseur sec. De plus, le chrome subit une oxydation de Cr (III) vers Cr (VI), état oxydatif pour son activité catalytique dans la polymérisation de l'éthylène. Lorsqu'il est introduit dans le réacteur et mis en contact avec l'éthylène, le chrome du catalyseur passe de Cr (VI) à Cr (II). Cette valence Cr (II) est l'état actif du catalyseur et permet la polymérisation de l'éthylène en polyéthylène.

Cette activation est réalisée dans un four d'activation utilisant le gaz naturel comme combustible à l'aide d'air provenant du système d'air d'instruments de l'usine, qui traverse l'unité de séchage d'air pour atteindre une température de rosée à pression d'opération de -82°C. La teneur en humidité de l'air est rigoureusement contrôlée par un analyseur d'humidité et une alarme sur le DCS signale toute déviation excessive. [13]

Le déroulement de l'activation comprend plusieurs étapes clés :

- **Charge des paramètres :** Les points de consigne de contrôle et les paramètres correspondants sont saisis dans le DCS pour assurer une activation précise.
- **Fluidisation et préchauffage :** Un flux d'air de fluidisation minimum est établi pour maintenir le catalyseur en suspension, tandis que l'air d'activation est préchauffé à la température requise.
- **Montée en température :** La température est augmentée selon la séquence programmée pour atteindre la température d'activation finale, permettant la transformation du catalyseur dans son état actif.
- **Maintien de la température :** La température d'activation est maintenue constante pendant une durée définie pour garantir une activation homogène du catalyseur.

- **Refroidissement** : Le lit d'activation est refroidi jusqu'à la température requise à l'aide d'air ou d'azote à basse pression, préparant le catalyseur pour son utilisation ultérieure.
- **Purge et déchargement** : De l'azote de purge circule dans le lit pour éliminer les gaz résiduels et atteindre une température spécifique. La trémie de décharge du catalyseur est purgée à l'azote et connectée à la ligne de décharge du lit et au filtre à air externe de l'activateur. Le catalyseur activé est ensuite déchargé dans la trémie pour être utilisé dans le réacteur de polymérisation. [13]

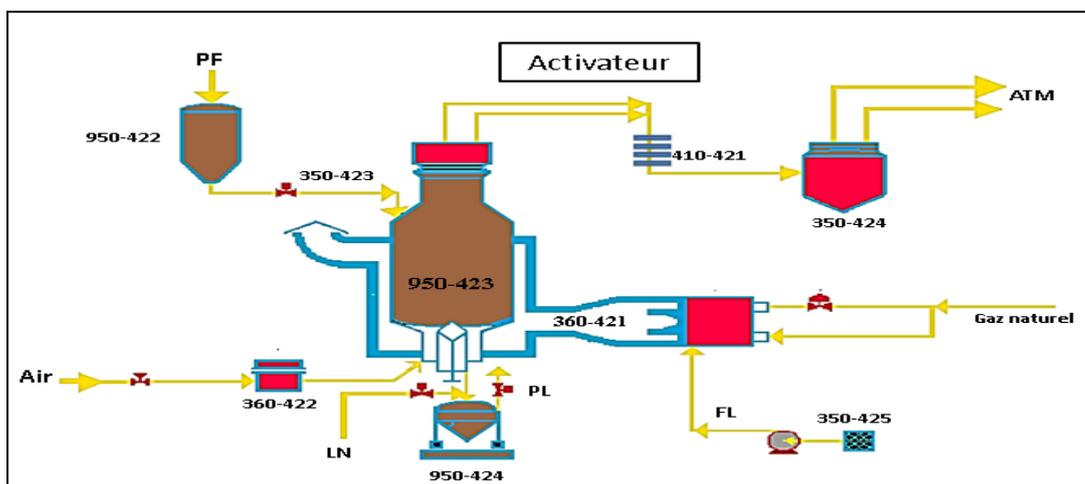


Figure 3.4-1: schéma du procédé d'activation de catalyseur [4]

3.5 Réacteur et ses auxiliaires :

Le réacteur 950-155 est un élément clé du processus de polymérisation de l'éthylène. Il offre un espace imposant pour la réaction chimique qui transforme l'éthylène gazeux en polyéthylène solide.

3.5.1 Caractéristiques principales :

- Type : réacteur tubulaire conçu en acier au carbone
 - Capacité : 78,3 m³.
 - Diamètre interne : 560 mm.
 - Longueur : 304 m.
 - Contrôle de la pression : indicateur du contrôleur de pression PIC-16147 avec affichage sur DCS.
 - Contrôle de la température : indicateur du contrôleur de température TIC-17169.
 - Sécurité :
- ✓ Soupapes de sécurité pour éviter les fuites et les bouchons.
 - ✓ Disques de rupture pour protéger les soupapes. [13]

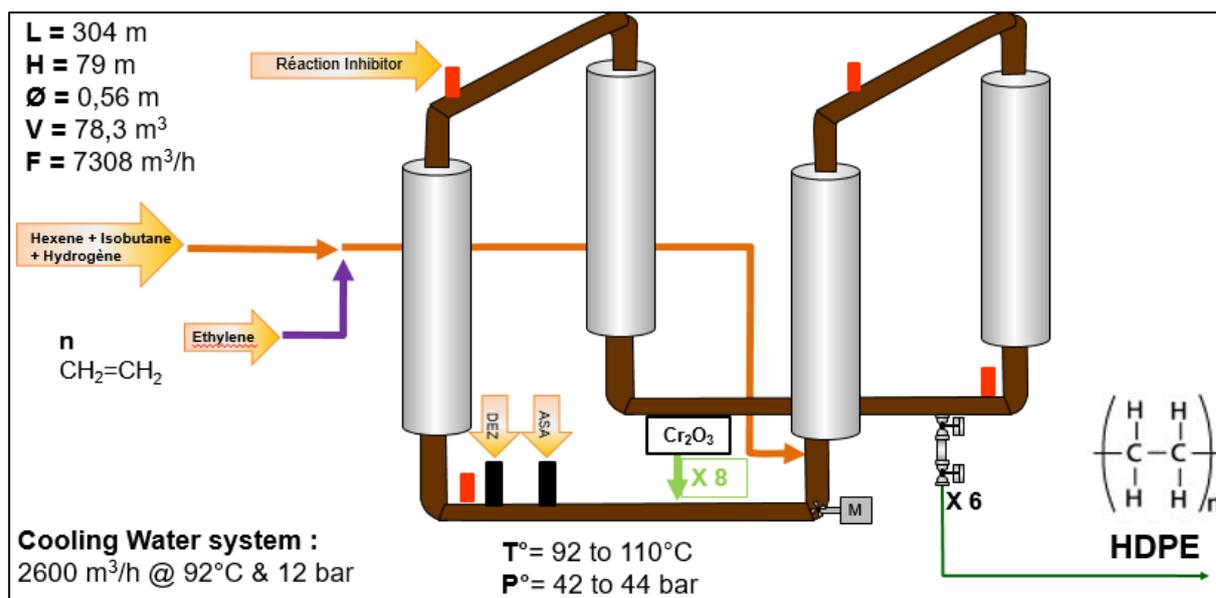


Figure 3.5-1: réacteur de la polymérisation [14]

3.5.2 Alimentation du réacteur:

3.5.2.1 Éthylène, Hexène, Hydrogène :

Le débit de chaque gaz est contrôlé avec précision par un contrôleur dédié avec indication sur le DCS et alarme de bas débit pour éviter toute interruption de la réaction.

La quantité de chaque gaz alimenté est comptabilisée par un compteur dédié (pour un suivi précis de la consommation).

Le point de consigne de chaque contrôleur est ajusté en fonction des paramètres spécifiques pour maintenir des ratios optimaux pour la polymérisation.

3.5.2.2 Mélangeur statique d'isobutane/hexène 340-121 (PB-B-1019) :

Ce mélangeur assure un mélange homogène de l'hexène dans l'isobutane de recyclage avant son introduction dans le réacteur, garantissant une réaction optimale et une distribution homogène du polymère dans le produit final.

3.5.2.3 Isobutane de recyclage :

Le débit d'isobutane de recyclage est contrôlé par un contrôleur dédié (FIC-14070), avec indication sur le DCS et alarme de bas débit pour assurer un flux continu.

La quantité d'isobutane de recyclage alimentée est comptabilisée par un compteur dédié.

Le point de consigne du contrôleur est ajusté en fonction du pourcentage en poids de solides dans le réacteur, mesuré par NIC-13584, pour maintenir une concentration optimale de polymère dans le mélange réactionnel.

3.5.2.4 Isobutane de lavage :

L'isobutane de lavage est utilisé pour prévenir les obstructions et les bouchons de polymère dans des points critiques du système du réacteur, garantissant un fonctionnement fluide et continu. Il est injecté aux endroits suivants :

- Soupapes de sécurité et de décharge de secours du réacteur.
- Prises de pression pour la mesure de la pression différentielle de la pompe du réacteur.

- Vannes de blocage du réacteur.
- Jerguson Gauge LG-15037.
- Système de lavage de la pompe du réacteur avec isobutane.
- Prises de pression sur le coude du réacteur pour la mesure du flux.
- Connexions d'alimentation de catalyseur XPF et de co-catalyseur au réacteur.
- Ligne d'alimentation d'antistatique au réacteur. [13]

3.5.2.5 Catalyseur :

Le catalyseur PF est ajouté au réacteur sous forme de boue, constituée d'une solution de catalyseur dans de l'isobutane frais. D'abord, le catalyseur de chrome (PF) déjà activé est ajouté sous forme de poudre sèche, depuis les trémies de décharge de catalyseur 950-424 AEO (PB-B-1018) vers les dépôts de catalyseur 950-142 A/B/C/D (PB-B-1016, PB-B-1017). Puis, dans les dépôts de catalyseur, la poudre de catalyseur est mélangée avec de l'isobutane frais provenant du fond des dépôts.

L'alimentation du catalyseur au réacteur est effectuée par les alimenteurs de catalyseur PF 340-142, A'EH, avec un volume de dosage de 35c.c. [13]

3.5.2.6 Antistatique pour la réaction :

Ajouté dans le pot d'addition d'antistatique 950-151 (PB-B-1013), il diminue la friction du mélange avec les parois du réacteur, réduisant ainsi l'accumulation d'électricité statique et le risque d'explosions. [13]

3.5.2.7 Scavenger (diéthylzinc) :

Il neutralise certains "poisons" catalytiques présents lors de la mise en marche du réacteur, garantissant une activation optimale du catalyseur et une polymérisation efficace dès le début du processus. [13]

3.5.3 Patte de décantation :

Le réacteur dispose de six pattes de décantation, d'une capacité de 0,096 m³ chacune, jouent un rôle essentiel dans la concentration du polymère solide produit lors de la polymérisation de l'éthylène. Reliées au réacteur par des tuyauteries de 10", elles exploitent la différence de densité entre le polymère et la phase liquide pour séparer efficacement les deux composants.

Un système de vannes sophistiqué assure le contrôle précis du processus : les vannes de blocage à boisseau sphérique, avec injection d'isobutane de lavage, permettent l'isolement individuel de chaque patte, tandis que des vannes de décharge de produit (PTO), également à boisseau sphérique, suivent une séquence prédéfinie et contrôlée par le contrôleur de pression du réacteur PIC-16147. La vitesse de rotation de la vanne PTO détermine la quantité de polymère concentré déchargé vers la Chambre de flash 950-161.

Paramètre important du processus, le temps d'ouverture des vannes PTO influence directement la quantité de polymère déchargé et la durée de la décantation. Ce paramètre est soigneusement contrôlé pour optimiser l'efficacité de la concentration du polymère et la qualité du produit final. [13]

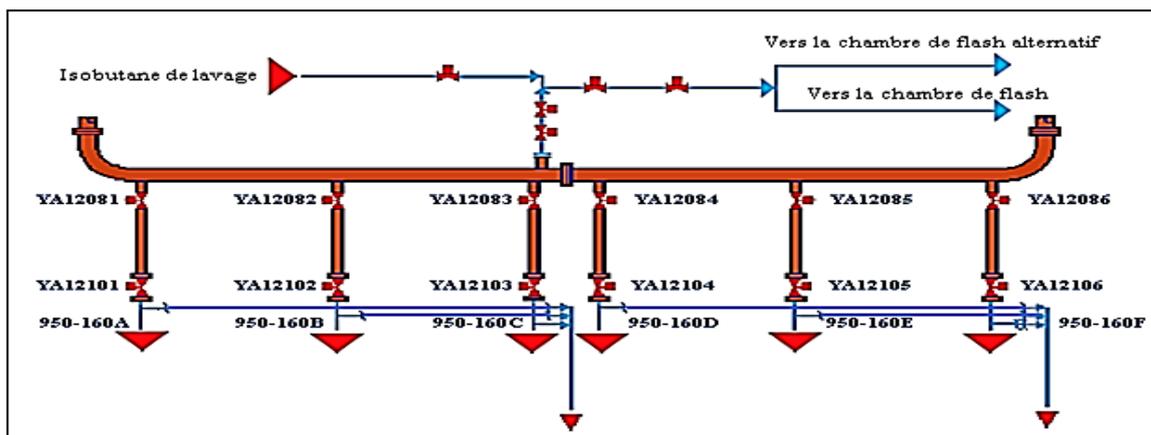


Figure 3.5-2:patte de décantation du réacteur [4]

3.5.4 Circulation du mélange dans le réacteur :

La circulation du mélange dans le réacteur est assurée par la pompe du réacteur. Cette pompe 670-151 est horizontale à flux axial puissante et fiable garantit une distribution uniforme des gaz et des catalyseurs dans le réacteur, favorisant ainsi une réaction optimale et la production de polyéthylène de haute qualité.

Des systèmes de contrôle précis assurent un débit optimal du mélange réactionnel, optimisant ainsi l'efficacité du processus de polymérisation. [13]

3.5.5 Système de réfrigération du réacteur :

La réaction de polymérisation est exothermique, dégageant 800 kcal/kg de PEHD produit. Pour maintenir une température optimale et garantir le bon déroulement de la réaction, un système de refroidissement est utilisé. [13]

3.5.5.1 Circulation d'eau distillée :

- Le système fonctionne en boucle fermée, faisant circuler de l'eau distillée chaude dans la chemise du réacteur pour absorber la chaleur produite.
- La pompe 670-155 aspire l'eau chaude du réacteur et l'injecte dans le circuit.
- Des produits chimiques de traitement de l'eau sont ajoutés à l'aspiration de la pompe pour maintenir la qualité de l'eau et prévenir la corrosion.
- L'eau chaude traverse ensuite des échangeurs à plaques 410-153 A/B/C/D, où elle cède sa chaleur à un autre fluide de refroidissement.
- Un mélangeur statique 340-151 assure une homogénéisation de la température de l'eau. [13]

3.5.5.2 Régulation de la température :

- Pendant les phases de démarrage, lorsque la réaction n'a pas encore démarré, une vapeur de moyenne pression est utilisée pour chauffer l'eau dans l'échangeur 410-154, portant la température du réacteur au niveau souhaité.
- En cas de baisse de la température du mélange réactionnel, un système d'appoint d'eau chaude provenant du réservoir tampon 950-159 est activé.
- Le réservoir tampon stocke l'eau de refroidissement et la maintient sous pression d'azote pour éviter toute entrée d'air et préserver sa qualité. [13]

3.5.6 Le flash et séchage du polymère :

Le flash et le séchage du polymère passe par des étapes :

Séparation dans la chambre de flash :

- **Réduction de la pression :** La pression du mélange réactionnel, issu du réacteur et composé d'isobutane, d'hexène et d'éthylène non réagi, est considérablement réduite de 42,2 kg/cm²g à 0,37 kg/cm²g dans la chambre de flash 950-161. Cette étape s'effectue grâce à des vannes spécifiques appelées PTO (Product Take-Off) YV 1091-1096.
- **Vaporisation complète :** Le mélange dépressurisé, désormais appelé "flash", passe ensuite par six réchauffeurs de ligne 410-161 A/F. Ces réchauffeurs fournissent l'énergie nécessaire pour vaporiser complètement les hydrocarbures liquides restants, ne laissant que la poudre de polymère solide.
- **Séparation du polymère :** Dans la chambre de flash, la poudre de polymère, plus dense, se sépare naturellement des vapeurs d'hydrocarbures plus légères. Cette séparation physique permet d'isoler le produit brut du mélange réactionnel.
- **Évacuation des vapeurs :** Les vapeurs d'hydrocarbures, principalement composées d'isobutane, d'hexène et d'éthylène non réagi, s'élèvent dans la chambre de flash et atteignent le cyclone du gaz de flash 350-161.
- **Récupération du polymère fin :** Le cyclone du gaz de flash capture la poudre de polymère qui aurait pu être entraînée avec les vapeurs. Cette poudre est ensuite déchargée vers la colonne de purge 950-162 via des vannes de décharge du cyclone IV 12120. [13]

Purge dans la colonne de purge :

- **Élimination des traces d'hydrocarbures liquides :** La colonne de purge 950-162 a pour objectif d'éliminer les traces d'hydrocarbures liquides qui pourraient encore être présentes dans le polymère après la séparation initiale dans la chambre de flash. Cette étape est essentielle pour obtenir un PEHD sec et de haute qualité.
- **Chauffage par le gaz de flash :** Le chauffage du polymère, appelé "fluff", dans la colonne de purge est réalisé par le gaz de flash provenant du réservoir final du gaz de purge 950-197. Ce gaz chaud circule autour du fluff et favorise la vaporisation des hydrocarbures liquides restants.
- **Transfert du polymère vers la colonne de purge :** Le transfert du polymère de la chambre de flash vers la colonne de purge s'effectue via un ensemble de vannes séquentielles IV 12112 et TV 12113. Le programme de séquençage est géré par l'automate programmable industriel (PLC) pour garantir un transfert contrôlé et efficace.
- **Filtration des vapeurs d'hydrocarbures :** Les vapeurs d'hydrocarbures issues de la colonne de purge traversent un filtre à manches 350-164. Ce filtre capture les fines particules de polymère en suspension dans les vapeurs, permettant ainsi d'obtenir un gaz de purge propre.
- **Récupération du polymère résiduel :** Le polymère capturé par le filtre à manches est réintroduit dans la colonne de purge via le fond du filtre, à l'aide d'une vanne rotative 340-162 alimentée en azote à très basse pression.
- **Recyclage du gaz d'isobutane :** Le gaz d'isobutane, enrichi en azote après son passage dans la colonne de purge, est envoyé vers le système de récupération du gaz de purge.

L'isobutane est ensuite séparé de l'azote et recyclé vers le système de transfert du fluff. L'azote, quant à lui, est réutilisé dans le circuit fermé d'azote de transfert.

- **Contrôle du niveau de fluff :** Un système de contrôle du niveau de fluff dans la colonne de purge est primordial. Ce rôle est assuré par un indicateur de niveau à rayons gamma LIC 15044. En fonction du niveau détecté, la vitesse des vannes rotatives 340-161 A/B qui déchargent le polymère vers le circuit fermé d'azote de transfert est ajustée. Des alarmes de niveau haut et bas sont également intégrées au système pour signaler tout écart par rapport aux paramètres de fonctionnement habituels. [13]

Chauffage et contrôle de la température :

- Un apport de chaleur est nécessaire à différentes étapes du processus pour garantir une séparation et une purge efficaces.
- La chaleur dégagée par le polymère lui-même contribue en grande partie à la vaporisation des hydrocarbures liquides.
- Toutefois, pendant certaines phases critiques telles que le démarrage de l'unité, la production de copolymères à basse et moyenne densité, ou encore la production de certains polymères basés sur un catalyseur au chrome, des sources de chaleur supplémentaires sont requises pour maintenir une température constante de 76,5 °C dans la chambre de flash. [13]

3.5.7 Le système de récupération et purification de l'isobutane :

3.5.7.1 À partir de la colonne de purge :

Le gaz issu de la colonne de purge, où les traces d'hydrocarbures liquides ont été éliminées du polymère, est filtré pour éliminer les particules solides. Il est ensuite comprimé et refroidi avant d'être envoyé au compresseur de recyclage pour une compression importante. [13]

3.5.7.2 À partir de la colonne de flash :

- La vapeur d'isobutane et d'autres hydrocarbures est directement aspirée de la chambre de flash par des compresseurs dédiés.
- Le fluff, de poudre de polymère issue de la séparation dans la chambre de flash, est récupérée à l'aide d'un cyclone et d'un filtre à manches.
- Le gaz est refroidi à chaque étage du compresseur pour favoriser la condensation des hydrocarbures.
- La pression d'aspiration des compresseurs est régulée par le recyclage d'une partie du gaz de refoulement, garantissant un fonctionnement optimal.
- La vapeur à la sortie du deuxième étage du compresseur est directement envoyée à la colonne d'isobutane de recyclage pour une purification ultérieure. [13]

3.5.7.3 Purification de l'isobutane dans une colonne :

- Cette colonne, composée de 34 plateaux, est conçue pour obtenir un isobutane recyclé avec une teneur en éthylène inférieure à 5 ppm.
- Le débit en haut de la colonne est contrôlé pour diriger un courant riche en éthylène vers l'accumulateur de tête.
- L'eau est extraite du fond de l'accumulateur.
- Les gaz non condensables, principalement constitués d'éthylène, sont envoyés vers l'évent éthylène pour récupérer l'isobutane.

- L'isobutane condensé retourne dans l'accumulateur de tête pour alimenter le reflux de la colonne. Le gaz riche en éthylène est envoyé à l'unité éthylène pour une valorisation ultérieure.
- L'isobutane liquide de l'accumulateur, purifié par la colonne, est utilisé comme reflux pour assurer l'efficacité de la séparation.
- L'isobutane recyclé purifié est soutiré latéralement de la colonne du plateau 25, refroidi et stocké dans un réservoir dédié. [13]

3.6 Extrusion :

Le processus de manipulation de la poudre de polymère dans le système d'extrusion comprend plusieurs étapes précises :

- **L'alimentation du filtre à manches :** la poudre provenant de la colonne de purge 950-162, la chambre de flash alternative 950-164 ou les silos de poudre 950-211 A/B/C est acheminée vers le filtre à manches du réservoir d'alimentation de poudre de l'extrudeur 350-221. Ce filtre sépare la poudre de l'azote utilisé pour le transport sous une pression d'azote à 0,8 kg/cm²g et 45°C, tandis que l'azote retourne aux soufflantes de transport de poudre 050-201 A/B/C/D.
- **Déchargement de la poudre de polymère par gravité :** elle est déchargée dans la grille d'entrée au réservoir d'alimentation de poudre 350-222 passe à travers une vanne rotative du filtre à manches du réservoir d'alimentation de poudre à l'extrudeur 340-221. Les morceaux de grande taille sont retenus par un crible et dirigés vers un conteneur.
- **L'alimentation du système d'extrusion :** le système d'extrusion est alimenté en poudre vierge provenant des silos de poudre par une première ligne d'alimentation. Une deuxième ligne d'alimentation introduit un mélange dilué de poudre et d'additifs. Ce mélange est préparé en deux étapes. De plus, une troisième ligne alimente l'extrudeur avec des granulés recyclés.
- **Concentration des mélanges formés :** dans le premier mélangeur de poudre/additifs 340-226, on forme un mélange concentré de poudre et d'additifs contenant 15 % ou 35 % en poids d'additifs. Ce mélange concentré à 15 % est dilué pour obtenir un mélange à 1 % d'additif, tandis que le mélange concentré à 35 % est dilué à 15 % d'additif.
- **L'alimentation du doseur de poudre :** la poudre de polymère est ensuite dirigée vers le doseur de poudre 340-222 où elle est mélangée avec de l'azote pour éviter l'oxydation du polymère. Ce doseur décharge la poudre vers le détecteur de métaux 960-221 en passant par la trémie du détecteur de métaux 950-227, en même temps que la poudre vierge et le mélange dilué.
- **L'alimentation de l'extrudeuse :** les différents mélanges de poudre et d'additifs sont acheminés vers l'extrudeuse en contrôlant soigneusement les débits grâce à des vis sans fin à vitesse variable, régulées par des cellules de pesée qui mesurent le poids des produits déchargés.
- L'ensemble du système est conçu pour éviter le contact de la poudre avec l'oxygène afin de prévenir l'oxydation du polymère, ce qui pourrait altérer ses propriétés lors de l'extrusion et entraîner des différences d'indice de fluidité entre la poudre initiale et les granulés produits. [13]

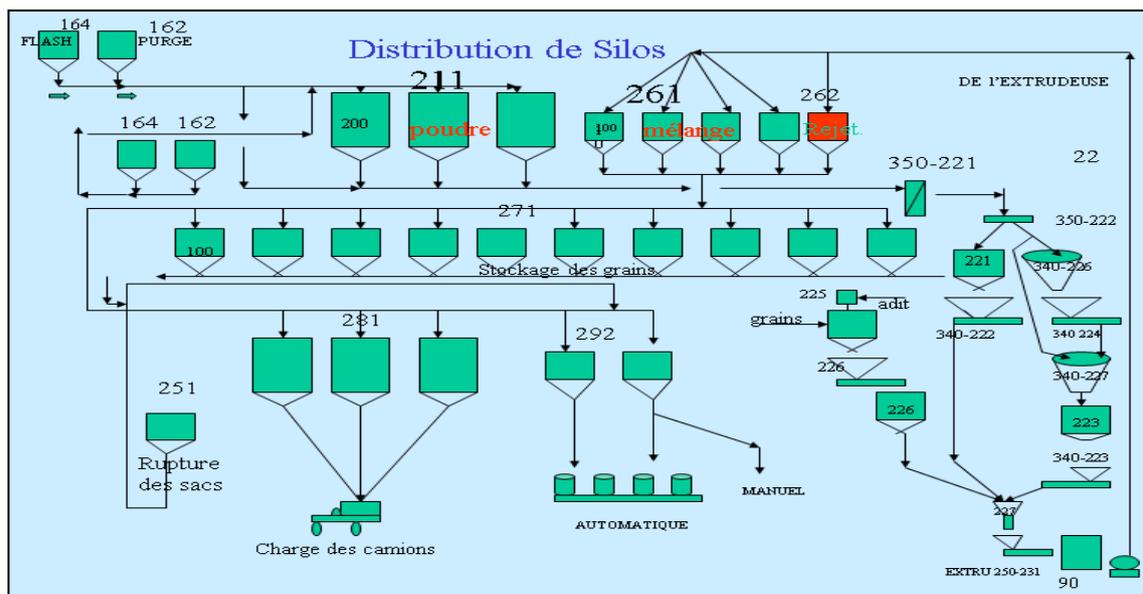


Figure 3.6-1: schéma de la partie extrusion [4]

3.7 Manutention et emballage des granulés :

Après le tamisage, les granulés quittent les rotatives et s'engagent dans deux lignes de transfert pneumatique d'une capacité de 30 tonnes par heure chacune. L'air comprimé propulsé par les soufflantes 050-251 A/B assure leur transport.

Les granulés sont dirigés vers deux destinations :

- Silos d'homogénéisation 950-261 A-D : d'une capacité unitaire de 100 tonnes, ces silos permettent l'homogénéisation des granulés avant leur stockage ou expédition.
- Silo d'off-specs 950-262 : ce silo accueille les granulés ne répondant pas aux critères de qualité stricts du processus.

Des cellules de pesage associées aux silos d'homogénéisation et d'off-specs guident l'opérateur vers un silo vide pour le chargement, garantissant une répartition optimale des stocks.

L'homogénéisation s'effectue par déversement des granulés via les vannes déviatrices 340-261 A-E. [13]

- **Contrôle qualité et stockage :**

Des échantillons de granulés sont prélevés et analysés en laboratoire pour garantir leur conformité aux exigences de qualité.

Les granulés homogénéisés sont ensuite envoyés par transport pneumatique vers les silos de stockage 950-271 A-J, d'une capacité individuelle de 100 tonnes. [13]

- **Expédition :**

Pour l'expédition en vrac par camions, les silos 950-281 A-C, d'une capacité de 300 tonnes chacun, sont utilisés.

Pour l'expédition par palettes, les granulés sont transférés vers les silos d'emballage 950-292 A/B, d'une capacité de 100 tonnes chacun. [13]

- **Flexibilité et sécurité :**

Un système de retour permet de rediriger les granulés des silos de déchargement en vrac et d'emballage vers les silos de stockage, offrant une grande flexibilité dans la gestion des stocks.

L'air nécessaire à l'homogénéisation et au transfert est fourni par les soufflantes 050-250 A-G, assurant un fonctionnement fiable et sécurisé du système. [13]

3.8 Description générale du procédé PEHD :

- La polymérisation se déroule dans un réacteur en opération continue, alimenté par les courants d'éthylène, isobutane frais, isobutane recyclé, hydrogène, hexène-1, et d'additifs tels que des antistatiques et des Scavenger, ainsi que par le catalyseur et le co-catalyseur.
- Le liquide à l'intérieur du réacteur circule à une vitesse d'environ 8,2 m/s grâce à la pompe du réacteur 670-151.
- Le réacteur 950-155 est un ensemble de tuyauterie en forme de boucle avec un diamètre interne de 560 mm, composé de quatre tronçons verticaux reliés par des tronçons horizontaux. Les tronçons verticaux sont équipés de chemises calorifugées pour la réfrigération, ayant un diamètre extérieur de 760 mm, conçues pour supporter une pression de 15 kg/cm² et une température de 142°C.
- Pendant le fonctionnement, les conditions opératoires sont maintenues à 42,2 kg/cm² et une température de 85-110 °C. La réaction de polymérisation est exothermique, générant environ 800 kilocalories par kilogramme de polymère formé, et cette chaleur est dissipée grâce au système de réfrigération du réacteur, conçu pour le chauffage et le refroidissement. Le réfrigérant circule dans les chemises des quatre pattes verticales du réacteur.
- La densité du mélange est mesurée par le mesureur Gamma Gauge (DI-13193), et cette densité est convertie en pourcentage de polymère dans le réacteur automatiquement via le système de contrôle distribué ou manuellement à l'aide d'un abaque. Le pourcentage en poids de solides dans le réacteur est ajusté en contrôlant l'alimentation en isobutane recyclé.
- Le mélange décanté est évacué par les vannes de décharge de produit dès qu'une pression prédéterminée dans le réacteur est atteinte (42,2 kg/cm²g). Le polymère produit est ensuite transporté via des lignes de flash réchauffées à l'eau vers la chambre de flash (950-161).
- La polymérisation à l'intérieur du réacteur peut produire de l'éthylène en homopolymère ou en copolymère avec de l'hexène. La densité et l'indice de fluidité du polymère sont contrôlés en ajustant d'autres variables telles que le type de catalyseur, la température d'activation du catalyseur, la concentration d'hydrogène, d'hexène et d'éthylène, ainsi que la température et la concentration de solides dans le réacteur.
- L'alimentation de l'extrudeuse est réalisée par un système de dosage de différents composants : poudre vierge provenant des silos, un mélange dilué de poudre et d'additifs et des granulés recyclés. La granulation se réalise en circuit fermé d'eau sous pression à une température de l'ordre de 250-275°C. A la sortie de l'extrudeuse, le produit se sépare de l'eau par séchage et centrifugation et il passe par le crible pour être classé par grandeurs.
- Le polyéthylène produit est transporté par un système pneumatique vers les silos mélangeurs pour leur homogénéisation, sous pression positive. A partir de là, il peut être transféré vers les silos de chargement en vrac de camions, vers les silos de stockage ou vers les silos d'alimentation aux lignes d'ensachage et palettisation. [2]

3.9 Produit final et destination :

Le PEHD est l'un des polymères les plus polyvalents et largement utilisés dans diverses industries en raison de ses excellentes propriétés mécaniques, chimiques et thermiques. Ce matériau thermoplastique, se distingue par sa résistance à l'abrasion, sa rigidité, sa résistance chimique, et sa capacité à être facilement façonné et recyclé.

Le PEHD produit est utilisé dans de nombreux secteurs industriels, avec des grades spécifiques adaptés à chaque application.

Gamme	PEHD Grade	T° de transformation recommandée	Indice de fluidité g/10min	Densité g/cm ³	Caractéristiques spéciales	Applications principales
Soufflage	5502	180-200°C	0.30-0.40	0.9540 - 0.9570	<ul style="list-style-type: none"> • Exceptionnelle résistance à la fissuration. • Bon usinage. • Excellente rigidité et résistance au choc. 	Pour les bouteilles de petites et moyennes capacités. <ul style="list-style-type: none"> • Eaux minérales. • Cosmétiques. • Produits Pharmaceutiques. • Emballage eau de javel. • Jouets.
	4903	171-216°C	0.18-0.40	0.9470 - 0.9500	<ul style="list-style-type: none"> • Excellente résistance au stress cracking. • Bonne force de mélange. • Mise en œuvre facile. • Excellent aspect de surface. 	Bouteilles de moyenne ou grande capacité. <ul style="list-style-type: none"> • Bidon de fuel. • Chaises. • Poubelles. • Futs industriels et réservoirs.
	L- 6006	170-190°C	0.50-0.70	0.955-0.958	<ul style="list-style-type: none"> • Excellente mise en œuvre. • Excellentes propriétés mécaniques. 	Pour des petites bouteilles : <ul style="list-style-type: none"> • Lait stérilisé, Jus de fruits et boissons douces. • Cosmétiques, Lessives sans détergent. • Dissolvant doux tels que de l'eau distillée, alcool, acétone.

Film	TR-140	180-210°C	0.23-0.33	0.9430 - 0.9470	<ul style="list-style-type: none"> • Exceptionnelle mise en œuvre. • Bonne résistance à l'impact et au déchirement. • Excellente soudabilité et impression. 	<ul style="list-style-type: none"> • Extrusion soufflage de Film agricole pour paillage et films en général.
	TR-144		0.16-0.22	0.9410 - 0.9480		<ul style="list-style-type: none"> • Extrusion soufflage de Film pour sacs et sachets tous usage, sacs poubelle et de films divers.
Pipe	TR-402	180-210°C	0.09-0.13	0.9420 - 0.9450	<ul style="list-style-type: none"> • Bonne résistance à l'impact et à la fissuration. • Excellente résistance à la traction. • Excellente soudabilité et impression. • Bonne mise en œuvre. 	<ul style="list-style-type: none"> • Pipes pour Gaz et eaux potable.
	TR-418		0.19-0.24	0.9360 - 0.9400		
Injection	6030	190-240°C	2.0-3.0	Min 0.9600	<ul style="list-style-type: none"> • Excellentes propriétés mécaniques 	<ul style="list-style-type: none"> • Injection de palettes, caisses, bidons, divers bouchons....
	6040		3.0-5.0			<ul style="list-style-type: none"> • Injection de caisses, • Bidons peinture et autres produits, boites, • Poubelle, • Jouets.
	6060		5.0-7.0			
	6080	190-240°C	7.0-9.0	Min 0.9600	<ul style="list-style-type: none"> • Excellente mise en œuvre. • Excellentes propriétés mécaniques. 	<ul style="list-style-type: none"> • Injection de Caisses pour transport. • Chaises. • Bidons peinture.

Tableau 3.9-1:tableau des spécifications du produit final PEHD [15]

Chapitre 4 : Boil-Off d’Éthylène et Simulation

Introduction :

Dans le domaine de l'industrie pétrochimique, la gestion efficace des gaz liquéfiés est un enjeu majeur pour garantir à la fois la rentabilité économique et le respect des normes environnementales. Parmi ces gaz, l'éthylène occupe une place prépondérante en tant que matière première essentielle dans la production de nombreux produits chimiques et plastiques, notamment le polyéthylène, l'un des polymères les plus utilisés dans le monde.

Cependant, le stockage et le transport de l'éthylène liquéfié ne sont pas sans défis. L'un des principaux problèmes rencontrés est la perte de gaz due au phénomène de "BOIL-Off". Ce terme désigne la vaporisation du gaz d'éthylène dans les réservoirs cryogéniques, entraînant des pertes financières importantes et des implications environnementales non négligeables.

Dans ce contexte, notre chapitre se concentre sur la récupération du "BOIL off" d'éthylène, avec pour objectif de proposer un modèle de simulation pour minimiser ces pertes et optimiser l'utilisation de cette précieuse matière première. À travers une approche basée sur la simulation et l'analyse des mécanismes de formation du "BOIL off", nous cherchons à développer des stratégies efficaces pour réduire l'impact économique et environnemental de ce phénomène.

Des études approfondies ont déjà été menées par des acteurs clés de l'industrie. Parmi ces acteurs, l'entreprise japonaise JGC a réalisé des recherches significatives dans ce domaine qui ont contribué à éclairer les stratégies et les technologies utilisées pour optimiser la récupération des gaz dans des contextes similaires.

4.1 Éthylène :

4.1.1 Définition :

L'éthylène, également connu sous le nom d'éthène, est une molécule organique de formule chimique C_2H_4 . Il s'agit d'un hydrocarbure de la famille des alcènes, caractérisé par une double liaison carbone-carbone. L'éthylène est un gaz incolore, inodore et hautement inflammable. [16]

4.1.1 Propriétés physiques :

Nom chimique :	Éthylène.
Formule chimique :	C_2H_4 .
Poids moléculaire :	28.
Point d'éclair (flash) :	-136°C.
Limites d'inflammabilité	3.1~31%.
Densité du liquide :	0.610.
Densité du gaz à 1atm :	0.97.
Point d'ébullition :	-103°C.
Température auto ignition :	543°C.

Tableau 4.1-1:propriétés physiques d'éthylène [16]

- Ensuite, une deuxième trempe directe est effectuée à 200°C dans un liquide appelé huile de trempe, composé d'hydrocarbures lourds. Cette séquence de traitement thermique permet d'obtenir les produits finaux avec les propriétés désirées.
- Le dépôt de coke nécessite, tous les 30 à 60 jours, l'arrêt de la production pendant 2 à 3 jours avec injection d'air à la place de la charge d'hydrocarbures afin de brûler le coke déposé.
- Les différents produits issus des deux trempes sont ensuite séparés au cours de plusieurs distillations qui se font à basse température.
- Les produits craqués, refroidis à -120°C, sont distillés dans le déméthaniseur où on extrait le méthane et le dihydrogène.
- Les résidus (C2⁺) sont distillés dans le dééthaniseur. En tête de colonne (-33°C) on récupère d'une part l'acétylène (il est hydrogéné en éthane qui est recyclé en début de vapocraquage) et de l'éthylène de très haute pureté.
- Les résidus (C3⁺) sont distillés dans le dépropaniseur. En tête de colonne (20°C) on récupère le propylène.
- Les résidus (C4⁺) sont une nouvelle fois distillés dans le débutaniseur. En tête de colonne (50°C), et après une distillation extractive, on récupère le butadiène.
- Les résidus, après hydrogénation partielle et extraction, fournissent la coupe aromatique. [19]

4.1.5 Importance de l'éthylène :

L'éthylène occupe une place prépondérante dans l'industrie mondiale en raison de son rôle polyvalent et essentiel. En tant que matière première de base pour la production de polyéthylène, l'un des plastiques les plus omniprésents, il alimente une gamme étendue d'applications allant des emballages alimentaires aux équipements médicaux. De plus, l'éthylène sert de point de départ à la fabrication de divers polymères et produits chimiques, tels que le PVC, le styrène, et le polyéthylène glycol, utilisés dans une multitude de secteurs incluant la construction, l'automobile, et la pharmacie. Son utilisation dans l'agriculture comme régulateur de croissance végétale pour la maturation des fruits souligne sa portée transversale dans des domaines variés de l'économie mondiale. En outre, des applications innovantes émergent continuellement, illustrant l'importance durable de l'éthylène en tant que moteur de progrès technologique et industriel. [19]

4.2 Boil off :

4.2.1 Phénomène de boil off :

Le phénomène de boil off, également appelé évaporation spontanée, se réfère à la vaporisation d'un liquide contenu dans un réservoir, généralement dû à des variations de température, de pression ou d'autres conditions environnementales. Cette évaporation peut se produire même lorsque la température du liquide est inférieure à son point d'ébullition normal, en raison de l'agitation moléculaire à l'interface liquide-vapeur.

Le "BOIL off" est souvent observé dans les réservoirs cryogéniques contenant des gaz liquéfiés à très basse température, tels que l'éthylène, GNL, l'azote liquide, etc. Lorsque la température autour du réservoir augmente, le liquide peut commencer à s'évaporer et à se transformer en gaz, même s'il est initialement stocké sous forme liquide.

4.2.2 Les causes du phénomène du boil off :

Les causes du phénomène de "BOIL off" varient selon le type de liquide et les conditions environnementales, mais voici les causes générales de ce phénomène :

- **Variation de température** : L'une des causes principales du boil off est une augmentation de la température autour du réservoir contenant le liquide. Lorsque la température augmente, l'énergie thermique est transférée au liquide, ce qui peut entraîner sa vaporisation même s'il est initialement stocké sous forme liquide.
- **Variation de pression** : Les changements de pression atmosphérique ou les variations de pression internes dans le réservoir peuvent également influencer le phénomène de boil off. Une baisse de pression peut entraîner une diminution du point d'ébullition du liquide, favorisant ainsi sa vaporisation.
- **Isolation thermique insuffisante** : Une isolation thermique inefficace autour du réservoir peut contribuer au boil off en permettant des échanges thermiques plus importants entre le liquide et l'environnement extérieur. Une isolation adéquate peut réduire ces échanges thermiques et limiter la vaporisation du liquide.
- **Durée de stockage prolongée** : Plus le liquide est stocké pendant une longue période, plus les chances de boil off augmentent. Les variations de température et de pression au fil du temps peuvent conduire à une évaporation lente mais continue du liquide.
- **Agitation mécanique** : L'agitation mécanique, telle que celle causée par le brassage ou le mouvement du liquide, peut également favoriser la vaporisation en augmentant la surface de contact entre le liquide et l'air, facilitant ainsi les échanges thermiques.

4.2.3 Les conséquences des boil off :

- **Élévation de la pression interne du réservoir** : Lorsque le liquide commence à s'évaporer à l'intérieur du réservoir en raison du boil off, la pression interne du réservoir peut augmenter. Cela est dû à la libération de gaz qui occupe un volume plus important que le liquide initial.
- **Risque de surpression** : L'élévation de la pression interne du réservoir peut entraîner un risque de surpression si elle n'est pas contrôlée. Une surpression peut endommager le réservoir et causer une explosion et présenter un risque pour la sécurité des installations et du personnel.
- **Pertes de produit** : Le boil off entraîne des pertes de produit, car le liquide stocké se transforme en gaz et est évacué du réservoir. Ces pertes peuvent avoir un impact financier significatif, surtout si le liquide est coûteux ou difficile à produire.
- **Consommation d'énergie supplémentaire** : Pour maintenir les conditions de stockage nécessaires et éviter des variations excessives de température, il peut être nécessaire de consommer plus d'énergie pour le refroidissement ou le chauffage du liquide, augmentant ainsi les coûts opérationnels.
- **Impacts environnementaux** : Si le gaz évaporé n'est pas correctement géré, il peut être rejeté dans l'atmosphère ou alors torché via un système de torche, contribuant ainsi aux émissions de gaz à effet de serre et à d'autres impacts environnementaux.
- **Nécessité de systèmes de gestion et de récupération** : Pour minimiser les conséquences du boil off, il est nécessaire de mettre en place des systèmes de gestion appropriés.

4.3 Boil off d'éthylène :

4.3.1 Définition :

Le boil-off d'éthylène, également connu sous le nom de "vaporisation par évaporation d'éthylène", est un phénomène physique qui se produit lorsqu'une petite quantité d'éthylène liquéfié se transforme en gaz d'éthylène suite à l'absorption de chaleur. Ce phénomène est inévitable et permanent dans les conditions de stockage et de transport de l'éthylène liquéfié, qui est maintenu à une température très basse (environ -104°C) pour le conserver sous forme liquide.

4.3.2 Enjeux économique et environnementale des boil off d'éthylène :

Le boil off d'éthylène représente un enjeu majeur dans l'industrie de l'éthylène. Tout d'abord, l'éthylène est une matière première importée et coûteuse, ce qui signifie que chaque perte due au boil off représente une perte financière significative pour les entreprises. De plus, la quantité de ce dernier est souvent dirigée vers des torches où elle est brûlée, générant ainsi des émissions de gaz à effet de serre et contribuant aux problèmes environnementaux tels que le réchauffement climatique.

4.3.3 Les sources des boil off d'éthylène :

L'éthylène, transporté dans des citernes cryogéniques pour maintenir sa température basse, est confronté à des pertes de boil off à divers stades de son parcours. Les vapeurs sont générées lors :

- **Lors du remplissage des bacs :** Même si le remplissage est effectué à un débit très lent sur une durée prolongée pour éviter la turbulence du fluide et minimiser les pertes et contrôler la pression à l'intérieur du bac, des pertes de boil off très importantes peuvent se produire en raison des différences de température entre l'éthylène liquide entrant et les conditions plus chaudes à l'intérieur du bac de stockage. Ces écarts de température entraînent la vaporisation partielle de l'éthylène. Et pour maintenir la pression du bac il est parfois nécessaire d'envoyer les boil off via atmosphère par mesure de sécurité. Ces quantités des boil off sont beaucoup plus significatives lors du début de remplissage. [2]
- **Pendant le maintien de la température dans les pipes et les pompes :** Pour maintenir la température requise des pipes et des pompes pendant le transport d'éthylène, une certaine quantité d'éthylène liquide est maintenue dans ces systèmes. Cependant, des pertes de boil off peuvent se produire lorsque cet éthylène est soumis à des conditions de température ou de pression différentes, entraînant ainsi sa vaporisation. [2]
- **Lors du stockage dans les bacs :** Les variations de température, de pression et d'autres facteurs environnementaux dans les bacs de stockage peuvent également contribuer aux pertes de boil off. Même avec des conditions de stockage contrôlées, des pertes dues à la vaporisation de l'éthylène peuvent se produire, en particulier lorsqu'il y a des fluctuations dans les conditions de stockage. [2]

4.3.4 Caractéristiques des boil off sortant du bac de stockage :

L'équilibre liquide/vapeur de l'éthylène stocké à l'état liquide (-104°C) dans le réservoir de stockage atmosphérique (E-FB-801), et le transfert de chaleur (minime mais en continue) à travers les parois du bac, donnent naissance à un dégagement des vapeurs à travers d'évent et/ou PSV en continue pour garder la pression du réservoir stable (à volume constant). [17]

4.3.4.1 Composition molaire :

Composition d'alimentation	Fraction molaire
Ethylène	0,9988
Méthane	0,0005
Ethane	0,0002
Hydrogène	0,0005

Tableau 4.3-1: composition molaire des BOG sortant du bac de stockage [16]

4.3.4.2 Conditions et propriétés du gaz éthylène :

Propriété	Valeur
Température (°C)	-75
Pression (kg/cm ² g)	0
Débit (max) Kg/jour	8000

Tableau 4.3-2: composition molaire des BOG sortant du bac de stockage [16]

4.4 Introduction à la simulation :

4.4.1 Description du Simulateur HYSYS :

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation de procédés largement utilisé dans l'industrie chimique et pétrolière pour la conception, l'analyse et l'optimisation des procédés chimiques et de production, il est développé par la société canadienne HYPEROTECH. Ce logiciel offre une plateforme puissante et conviviale pour modéliser diverses unités de procédés, y compris les colonnes de distillation, les échangeurs de chaleur, les réacteurs chimiques, les séparateurs, les compresseurs et bien d'autres équipements. À travers son interface graphique intuitive, les utilisateurs peuvent construire des modèles de processus en assemblant des blocs fonctionnels représentant différents équipements et unités opérationnelles. [20]

Aspen HYSYS permet d'effectuer des simulations thermodynamiques précises en utilisant une variété de modèles d'équilibre et de thermodynamique. Les utilisateurs peuvent choisir parmi une large gamme de propriétés thermodynamiques pour représenter avec précision le comportement des mélanges chimiques, y compris les équations d'état tel que l'équation de Peng-Robinson. [20]

4.4.2 Enoncé de la problématique :

Dans cette simulation, nous nous pencherons sur le défi de la récupération de l'éthylène évaporé appelé les boil off d'éthylène BOG, une charge importante mais volatile utilisée dans la production du PEHD au sein du CP2K. Lorsqu'il est stocké dans le bac, l'éthylène peut s'évaporer en raison de variations de température, de pression, ou d'autres conditions environnementales. Traditionnellement, l'éthylène évaporé est dirigé vers une torche pour être brûlée, ce qui entraîne des pertes importantes.

Cependant, dans le cadre de cette simulation, nous proposons un modèle de récupération qui vise à capturer les BOG, les ré-liquéfier et les réinjecter dans le bac de stockage et les réutiliser dans le procédé de production. En utilisant le logiciel HYSYS, nous concevrons un système de récupération efficace en sélectionnant les équipements appropriés tels que des condenseurs, des vannes de détente, et des systèmes de compression.

L'objectif de notre simulation est de démontrer l'efficacité et l'impact positif d'un tel modèle de récupération. Nous examinerons les performances du système proposé en termes de

réduction des émissions, d'économie de ressources, et de rentabilité globale. En intégrant les principes de l'ingénierie des procédés et les capacités de modélisation avancées de HYSYS, nous visons à fournir une solution innovante et durable pour la gestion de l'éthylène évaporé dans les processus industriels.

4.4.3 Les étapes de la simulation :

La modélisation d'une unité de récupération dans le simulateur HYSYS repose sur la détermination des conditions idéales pour la liquéfaction, notamment la pression et la température optimales pour le processus de détente, un débit cible d'environ 8000 Kg/jour pour le boil off à liquéfier, et la recherche de la consommation énergétique minimale.

Etape 1 :

- Évaluer la faisabilité de liquéfier l'éthylène en utilisant la méthode de détente.
- Identifier les principaux équipements requis pour ce processus.
- Définir les conditions opérationnelles nécessaires.
- Estimer le taux de recyclage envisageable.

Etape 2 :

- Diviser la phase de compression en plusieurs compresseurs distincts.
- Incorporer un échangeur principal au propane pour le refroidissement.
- Intégrer une section de détente dans le système.
- Finaliser le circuit de refroidissement du propane.
- Identifier tous les équipements requis pour cette configuration.

4.5 Proposition d'un modèle de simulation pour la récupération des BOG :

4.5.1 Modèle de simulation du procédé de récupération des BOG :

Le schéma ci-dessous illustre notre modèle de simulation pour la récupération des boil off d'éthylène. Ce modèle intègre des étapes de compression, de refroidissement et de détente contrôlées pour optimiser la récupération de ces précieux composants. Cette approche innovante vise à réduire les pertes et les coûts associés, tout en contribuant à une gestion plus efficace et durable des ressources du complexe CP2K.

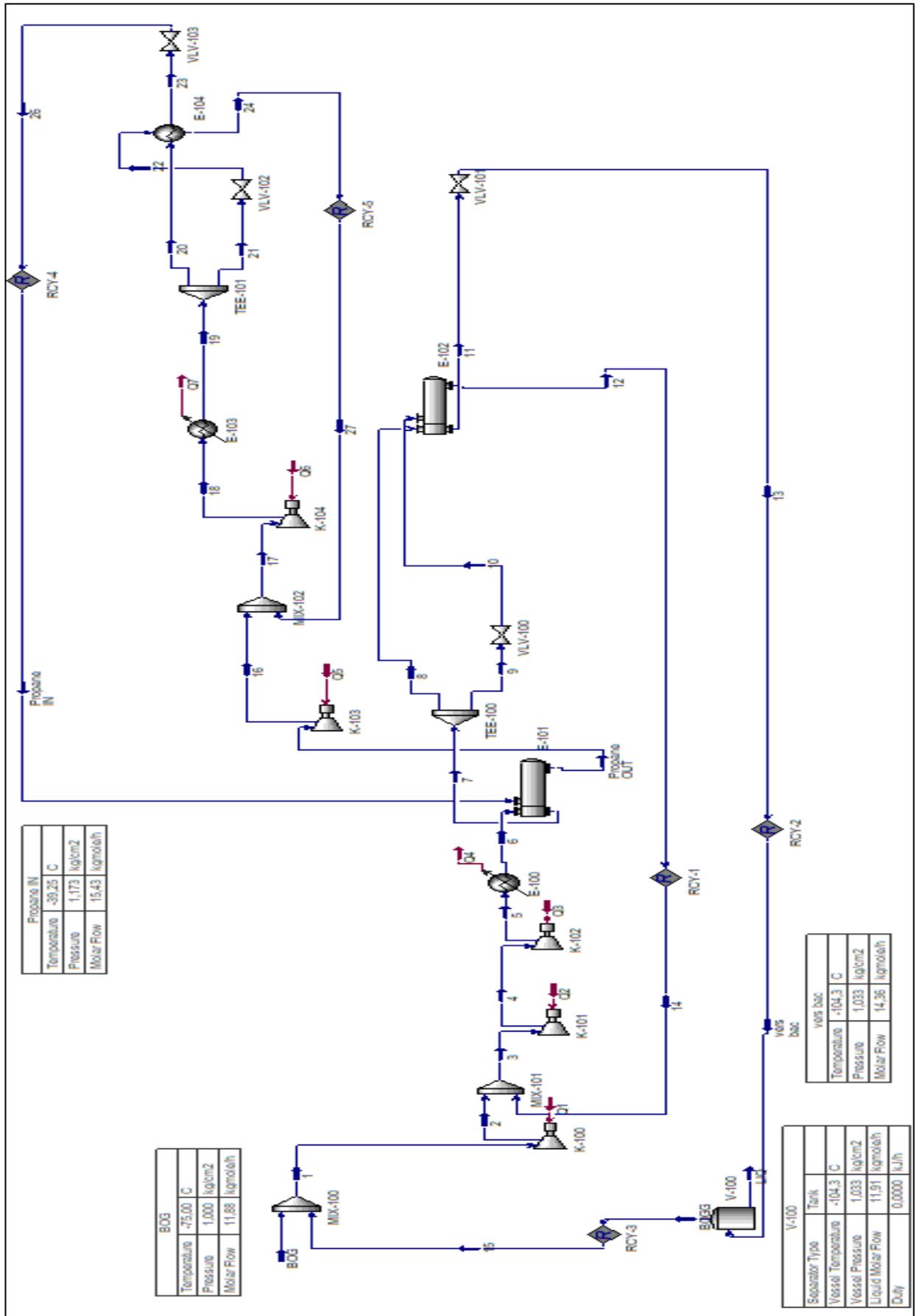


Figure 4.5-1: modèle de simulation pour récupération des BOG

A partir du modèle de simulation élaboré, nous avons créé un schéma synoptique qui illustre de manière concise et claire les différentes étapes de notre processus de récupération des 'boil off' d'éthylène. Ce schéma offre une vue d'ensemble des composants essentiels et de leurs interactions, fournissant ainsi une représentation visuelle de notre approche optimisée de récupération des 'boil off'.

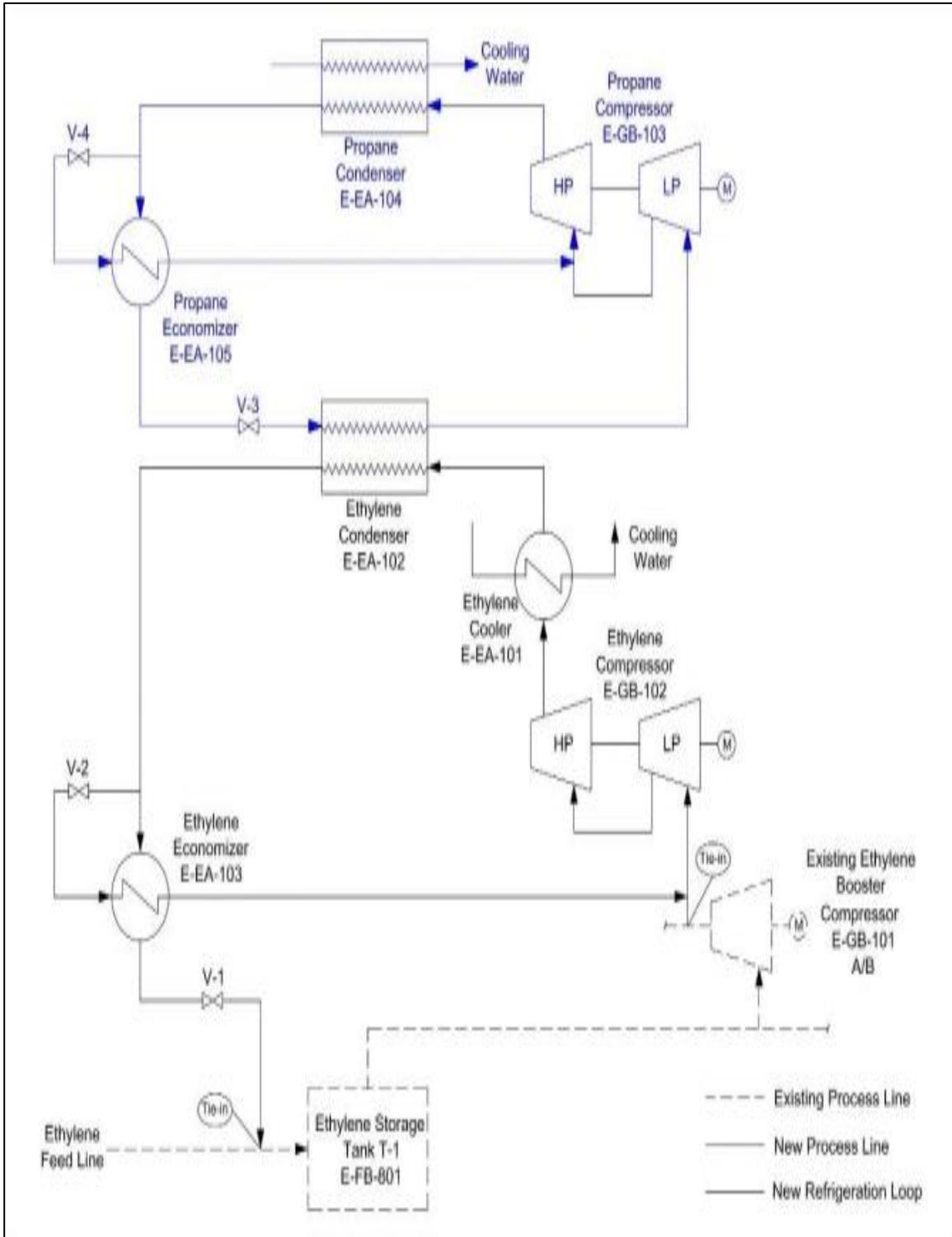


Figure 4.5-2: schéma synoptique du modèle de simulation pour la récupération des BOG

4.5.2 Tableau de données PFD du procédé de récupération des BOG :

Le tableau suivant représente le PFD du procédé proposé :

	Fraction vapeur	Température °C	Pression Kg/cm ²	Débit massique kg/h	Débit molaire Kmol/h	Flux de chaleur KJ/h
BOG	1	-75	1	333.3	11.88	571900
2	1	-23.14	2.5	401.4	14.32	712800
3	1	-31.32	2.5	501.7	17.91	884900
4	1	82.75	12	501.7	17.91	970100
5	1	133.9	22	501.7	17.91	1013000
6	1	35	22	501.7	17.91	919400
7	0	-39.22	22	501.7	17.91	682300
Prop in	0.2024	-39.25	1.173	680.3	15.43	-1902000
Prop out	1	-30.87	1.173	680.3	15.43	-1665000
8	0	-39.22	22	401.4	14.32	545900
9	0	-39.22	22	401.4	14.32	136500
10	0.2853	-87.44	2.5	100.3	3.581	136500
11	0	-71.53	22	401.4	14.32	510200
13 vers bac	0.1700	-104.3	1.033	401.4	14.36	5.11300
16	1	1.1651	2.5	680.3	15.43	-1634000
17	1	7.441	2.5	850.4	19.28	- 23034000
18	1	75.96	11	850.4	19.28	-1945000
19	0	29.95	11	680.3	15.43	-2303000
20	0	29.95	11	680.3	15.43	-1842000
21	0	29.95	11	170.1	3.857	-460500
22	0.3228	-19.89	2.5	170.1	3.857	-460500
23	0	-3.029	11	680.3	15.43	-1902000
26	0.2024	-39.25	1.173	680.3	15.43	-1902000
27	1	29.83	2.5	170.1	3.857	-400300

Tableau 4.5-1:tableau PFD du procédé proposé

NB : En rouge le cycle des BOG
En bleu le cycle réfrigérant

4.5.3 Description du schéma technologique du procédé proposé pour la récupération des BOG :

Le module de liquéfaction peut être divisé en deux systèmes comme suit :

- Cycle d'éthylène
- Cycle du réfrigérant

Cycle d'éthylène :

- Le gaz évaporé BOG d'éthylène est prélevé du réservoir existant de stockage d'éthylène **V-100** et comprimé dans le compresseur d'éthylène existant **K-100**. Le débit du compresseur est mélangé avec la vapeur produite dans l'économiseur d'éthylène **E-103**. Le flux mixte est prélevé et comprimé davantage dans le compresseur d'éthylène **K-102**.

- Le gaz comprimé à la sortie de l'étage haute pression du compresseur **K-102** est refroidi en échangeant de la chaleur avec le milieu de refroidissement venant de l'utilité dans le refroidisseur d'éthylène **E-100**.
- Le gaz refroidi alimente le condenseur d'éthylène **E-101** qui liquéfie l'éthylène. À la sortie du condenseur d'éthylène **E-101** à base du fluide réfrigérant le propane, le flux de liquide saturé est divisé en deux flux à partir de **TEE-100**, l'un étant une fraction du 80% débit qui est dirigé vers l'économiseur d'éthylène **E-102**. La fraction restante de 20% est détendue partiellement est sous-refroidie et ensuite envoyé dans l'économiseur d'éthylène **E-102** et passé de côté calandre pour refroidir davantage la fraction de 80%.
- Ce flux liquide refroidi de 80% est ensuite expansé à travers la vanne de détente d'éthylène **VLV-101** pour atteindre une pression atmosphérique et ensuite envoyé au réservoir de stockage d'éthylène **V-100**.
- La fraction de 20% passée du côté tube de l'échangeur économiseur est ensuite recyclée et mélangée avec le flux principal dans le mixeur **MIX-1**.

Cycle du réfrigérant propane :

- Le cycle de réfrigération sert à refroidir le fluide propane utilisé pour la liquéfaction d'éthylène et le réutiliser.
- Le réfrigérant est vaporisé et surchauffé dans le condenseur d'éthylène **E-101** alors qu'il échange de la chaleur avec l'éthylène. Le flux surchauffé est prélevé et comprimé par l'étage basse pression du compresseur de réfrigérant **K-103**. Le débit de sortie de l'étage basse pression est mélangé avec la vapeur provenant de l'économiseur de réfrigérant **E-104** à partir de **MIX-102** et comprimé dans l'étage haute pression du compresseur de réfrigérant **K-104**.
- Le flux comprimé est déchargé dans le condenseur de réfrigérant **E-103** où il est condensé en échangeant de la chaleur avec le milieu de refroidissement.
- Le flux à la sortie du condenseur de réfrigérant **E-103** est divisé en deux flux à partir de **TEE-101**, l'un étant une fraction 20% du débit qui est dirigé vers l'économiseur de réfrigérant **E-104** à travers la vanne d'étranglement de réfrigérant **VLV-102**. La fraction restante est sous-refroidie dans l'économiseur de réfrigérant **E-104**.
- Ce flux liquide sous-refroidi est ensuite expansé à travers la vanne de réfrigérant **VLV-103** avant d'être envoyé au condenseur d'éthylène **E-101** où il s'évapore et se surchauffe en échangeant de la chaleur avec l'éthylène.
- Le flux surchauffé initie ensuite un nouveau cycle de réfrigération.

Conclusion :

En conclusion, ce chapitre a examiné de près la problématique des boil off d'éthylène où on a présenté une solution novatrice basée sur la simulation pour leur liquéfaction et leur injection dans le bac de stockage. Cette approche offre plusieurs avantages significatifs, notamment la réduction des pertes de gaz précieux, l'optimisation des opérations et la minimisation des coûts associés.

L'utilisation de la simulation comme outil d'optimisation a permis d'explorer différentes configurations et paramètres pour garantir une efficacité maximale dans le processus de liquéfaction. Les résultats obtenus ont démontré la faisabilité technique de cette solution, offrant ainsi une voie prometteuse pour améliorer la gestion des boil off d'éthylène dans le contexte du complexe CP2K.

Chapitre 5 : Calcul et Dimensionnement des équipements

Introduction :

Dans ce chapitre, nous nous penchons sur le calcul et le dimensionnement minutieux des équipements nécessaires à la concrétisation de notre système de récupération des boil off d'éthylène, tel que défini par notre modèle de simulation avancé. Nous entreprenons une analyse approfondie des bilans thermiques, des flux de matière et des exigences opérationnelles, afin de concevoir des installations optimales et efficaces pour la récupération de ces composants volatils. Ce chapitre mettra en lumière les méthodologies utilisées, les paramètres évalués et les résultats obtenus, offrant ainsi un aperçu complet du processus de calcul et de dimensionnement des échangeurs de chaleur dans le cadre de notre approche innovante de gestion des boil off.

5.1 Identification des équipements nécessaires :

Dans le cadre de notre simulation précédente, l'identification des équipements nécessaires pour le cycle principale BOG se découpe en différentes sections clés, chacune dédiée à des aspects spécifiques du processus de traitement. Voici comment cette étape est structurée :

5.1.1 Section de compression :

Elle comprend :

- Un compresseur existant K-100 au sein de la section stockage d'éthylène.
- Deux nouveaux compresseurs ajoutés K-101 et K-102.

Ces compresseurs sont de type centrifuge, dimensionnés en fonction des débits prévus et des exigences de pression.

5.1.2 Section de refroidissement :

Les BOG comprimés gazeux à une pression de $P=22\text{kg/cm}^2$ et une température de $T=133.9^\circ\text{C}$ passent par :

- Un condenseur E-100 eau/éthylène.
- Un échangeur de chaleur principale tube calandre E-101 éthylène/ propane.
- Un échangeur économiseur tube-calandre E-102 éthylène/éthylène.

5.1.3 Section de détente :

L'éthylène refroidit liquide trouvant à une pression de $P=22\text{ kg/cm}^2$ et une température de $T=-39.22^\circ\text{C}$ passe par une vanne JJ-Thomson pour une détente arrivant aux conditions de stockage d'éthylène liquéfié à une $P=1.033\text{kg/cm}^2$ et une $T=-104.3^\circ\text{C}$ ensuite prend le chemin vers le bac.

5.2 Dimensionnements des échangeurs de chaleur :

Une fois le choix technologique réalisé, il faut procéder au dimensionnement des échangeurs de chaleur qui se repose principalement sur un calcul de bilan thermique mais également sur la prise en compte des pertes de charges.

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économiques optimales qui sont un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires. [21]

5.2.1 Calcul des échangeurs de chaleur tube-calandre E-101 et E-102 :

On utilise La méthode de KERN pour le dimensionnement des échangeurs E-101 et E-102, cette méthode étant basée sur les paramètres suivants :

- La quantité de chaleur échangée entre les deux fluides.
- La surface d'échange nécessaire.
- Les pertes de charge.

Pour faire le calcul des échangeurs, on doit identifier les données d'échange des fluides et les classer dans le tableau suivant :

- T1 ; T2 : Température d'entrée et de sortie de fluide chaud (°C).
- t1 ; t2 : Température d'entrée et de sortie de fluide froid (°C).
- M : débit massique du fluide chaud (kg/h).
- m : débit massique du fluide froid (kg/h).
- ρ : densité (kg/m³).
- ΔH : l'enthalpie massique (kJ/kg).
- λ : conductivité (W/m°C).
- μ : viscosité (kg/s.m)

	E-101		E-102	
	Côté tube : Ethylène chaud	Côté calandre : Propane	Côté tube : Ethylène chaud	Côté calandre : Ethylène froid
T1 ; t1	35	-39.25	-39.22	-87.44
T2 ; t2	-39.22	-30.87	-71.53	-65.01
M, m	501.7	680.3	401.4	100.3
ρ	461.33	578.09	461.04	543.03
ΔH	-4628	384	-89	356
λ	0.1185	0.1321	0.1186	0.1689
μ	7.3 10 ⁻⁵	0.000191	7.3 10 ⁻⁵	0.000133

Tableau 5.2-1:données d'échange entre les fluides

5.2.1.1 Calcul thermique :

Quel que soit le type d'appareil utilisé, si on prend en considération que les conditions d'entrée et de sortie des deux fluides, il est possible d'établir le bilan thermique global de l'appareil en écrivant que la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques :

$$Q = M C_p (T_2 - T_1)$$

- Q : puissance thermique de l'appareil (KW)
- M : débit massique circulant à l'intérieur des tubes (Kg / h)

- Cp : chaleur spécifique de fluide froid (kJ/kg°C)
- T1 : température d'entrée cotée tube (°C)
- T2 : température de sortie cotée tube (°C)

5.2.1.2 Calcul de l'écart logarithmique moyen de température :

Pour étudier l'écart logarithmique moyen de température dans un appareil, on part du principe que le coefficient global de transfert de chaleur ainsi que les capacités thermiques spécifiques restent constants à tous les points, et qu'il n'y a pas de perte de chaleur.

Pour calculer cet écart de température, on utilise la formule suivante :

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Dont : $\Delta T_1 = T_1 - t_2$; $\Delta T_2 = T_2 - t_1$

- T1 : température d'entrée de fluide chaud.
- T2 : température de sortie de fluide chaud.
- t1 : température d'entrée de fluide froid.
- t2 : température de sortie de fluide froid.

5.2.1.3 Calcul du nombre de passes côté calandre :

➤ **Calcul le facteur de correction F :**

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

On soustrait la valeur de F d'après le graphe suivant et on déduit le nombre de passe côté calandre d'après la valeur de F trouvée.

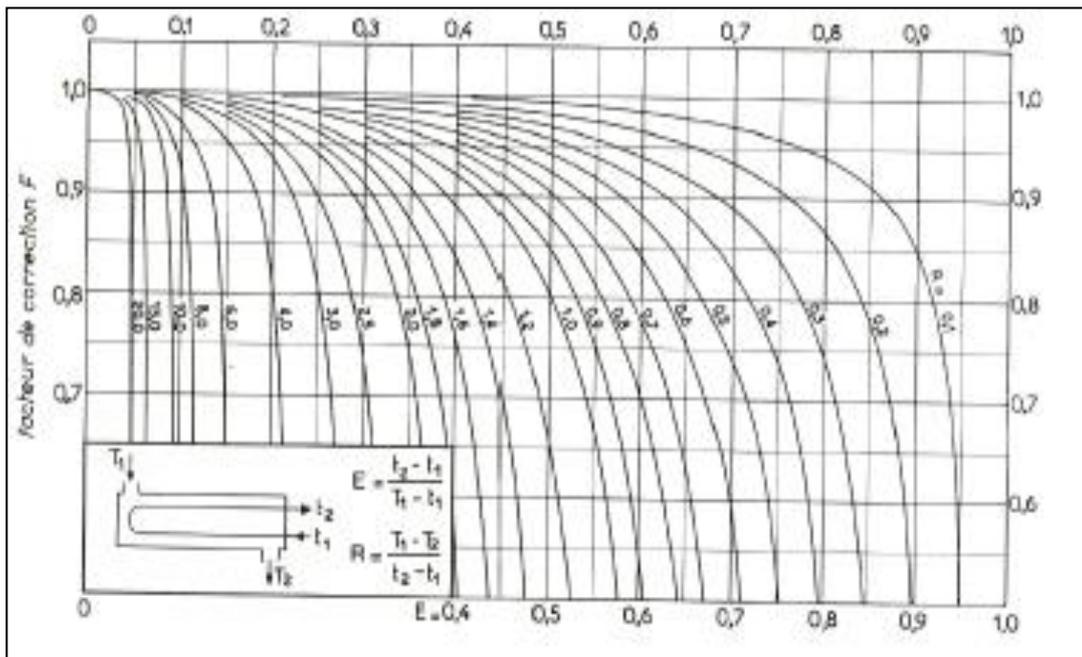


Figure 5.2-1 : graphe pour calcul de facteur de correction F [21]

5.2.1.4 Sélection de l'échangeur :

➤ **Estimation du coefficient de transfert Us :**

On choisit la valeur initiale d'Us (coefficient d'échange), selon la nature des fluides misent en service.

ECHANGEURS		Us	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	Kcal/hm ² °C	BTU/hr.m ² °F
Eau	Eau	1250 – 2500	250 – 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1250 – 2500	250 – 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 – 370	40 – 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 – 300	20 – 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 – 200	10 – 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures lourds	150 – 300	30 – 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures légers	50 – 200	10 – 40
REFRIGERANTS			
Eau méthanol, ammoniacque et solutions aqueuses	Eau	1 250 – 2500	250 – 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 – 730	75 – 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 – 610	50 – 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 – 730	5 – 75
Gaz	Eau	10 – 250	2 – 50
Eau	Saumure	500 – 1000	100 – 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 – 500	40 – 100
RECHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniacque	1 000 – 3400	200 – 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : μ < 2cpo	1 000 – 3400	200 – 700
	μ > 2cpo	500 – 2500	100 – 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 – 1 000	100 – 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 – 500	50 – 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 – 300	6 – 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 – 250	5 – 50
Dowtherm	Gaz	20 – 200	4 – 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 – 300	6 – 60

Figure 5.2-2: détermination du coefficient de transfert sale [21]

➤ **Estimation de la surface d'échange A :**

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

➤ **Caractéristiques des échangeurs :**

Choix du type d'échangeur, des matériaux à utiliser, de la longueur l, du diamètre des tubes do, de l'épaisseur e, de la disposition (en ligne ou en quinconce) et des pas P (tubes) B (chicanes). Ces choix doivent être faits selon les conditions opératoires, dans le respect des normes TEMA.

D _c	B _{mini}
D _c ≤ 10"	2"
10" < D _c ≤ 30"	0,2 D _c
30" < D _c ≤ 60"	6"
D _c > 60"	0,1 D _c

Figure 5.2-3: choix de pas de chicane [21]

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

Figure 5.2-4: caractéristiques géométriques des tubes de l'échangeur [21]

- Estimation du nombre de tube par calandre :
- Calcul de la surface d'échange d'un tube (a) :

$$a = \pi \cdot d_o \cdot l$$

Avec :

d_o : Diamètre extérieur des tubes (m).

l : Longueur des tubes (m).

- Calcul du nombre de tubes N_t par calandre :

$$N_t = \frac{A}{a \cdot n_c}$$

Avec :

- A : Surface d'échange nécessaire au transfert (m²).
- n_c : Nombre de passe côté calandre.

- Nombre de passes coté tubes :

On choisit le nombre de passe selon le tableau suivant :

DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE													
D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n ₁				nombre de passes : n ₂				nombre de passes : n ₃			
(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	38		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	108	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	108	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	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	1268	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

Figure 5.2-5: Nombre de tubes dans un échangeur faisceau-calandre [21]

5.2.1.5 Disposition des fluides :

Côté tube : éthylène chaud.

Côté calandre : propane/ éthylène froid.

5.2.1.6 Coefficient d'échange global de l'appareil :

$$Us' = Us \frac{N_t}{N'_t}$$

Où : N_t est le nombre de tubes le plus proche à celui calculé dans le tableau.

DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE													
D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n ₁				nombre de passes : n ₂				nombre de passes : n ₃			
(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	38		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	108	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	108	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	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	1268	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

Figure 5.2-6: nombre de tube dans un échangeur tube, calandre [21]

5.2.1.7 Températures caloriques :

$$tc = t2 + Fc(t2 - t1)$$

$$Tc = T2 + Fc(T1 - T2)$$

Où : F_c est un facteur de correction calculé comme suit :

$$F_c = \frac{\Delta T_{LM} - \Delta t}{\Delta T - \Delta t}$$

5.2.1.8 Coefficient de transfert propre U_p :

➤ **Côté faisceau :**

★ **Section de passage par passe :**

$$a_t = \left(\frac{N_t}{n_t}\right) \cdot \left(\frac{\pi d_i^2}{4}\right)$$

Avec :

- n : Nombre de passe côté tubes.
- N_t : Nombre de tubes.
- ★ **Vitesse massique G_t :**

$$G_t = \frac{m}{a_t}$$

Avec :

- m : Débit massique (kg/h).
- a_t : Section de passage par passe.

★ **Nombre de Reynolds :**

$$R_e = \frac{(d_i \cdot G_B)}{\mu}$$

- G_B : Vitesse massique (kg/h.m²).
- d_i : diamètre intérieur de tubes (m).
- μ : La viscosité dynamique (kg/h. m²).

D'après le nombre de Reynolds et le graphe on tire les coefficients j_h et F , donc :

$$\frac{h_t}{\phi_t} = j_h \cdot \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{\lambda}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_{t0}}{\phi_t} = \left(\frac{h_t}{\phi_t}\right) \cdot \frac{d_t}{d_0}$$

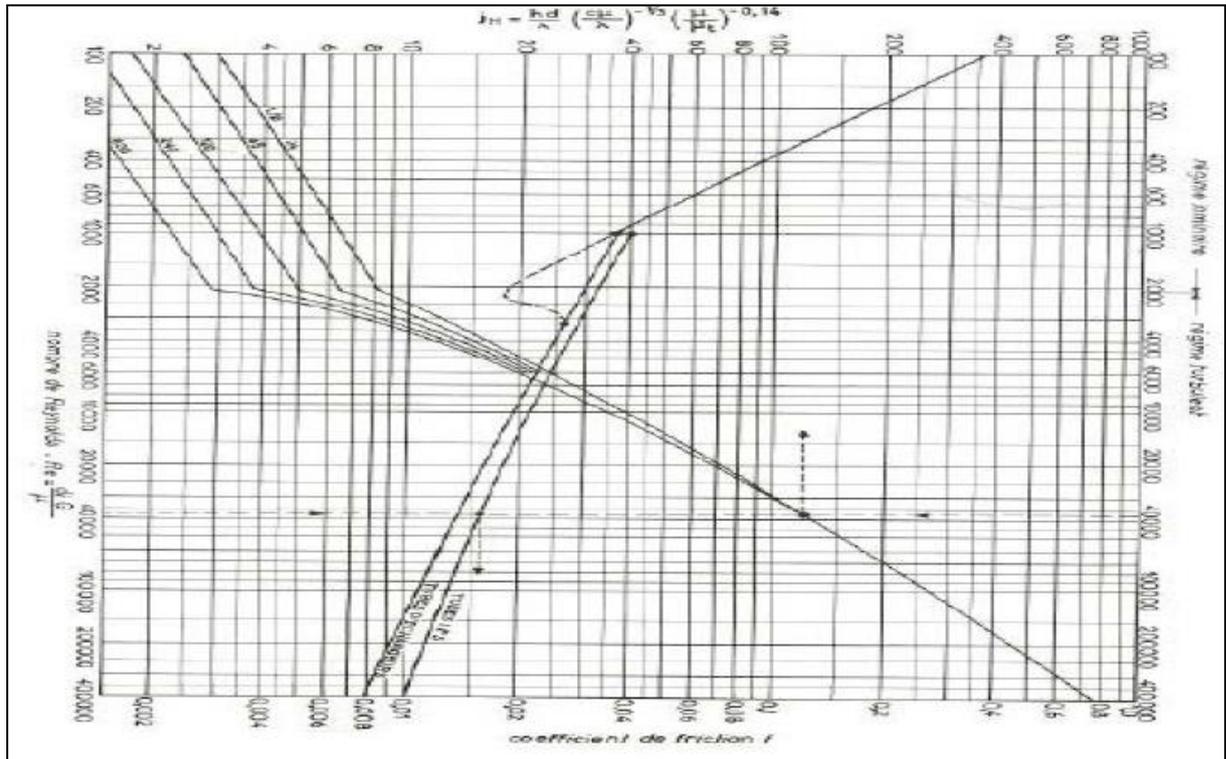


Figure 5.2-7: Coefficient de transfert de chaleur et coefficient de friction en fonction de nombre de Reynolds à l'intérieur des tubes [21]

➤ **Côté calandre :**

★ **Section par calandre :**

$$a_{ct} = \left(\frac{D_c}{p}\right) \cdot (p - d_0) \cdot B$$

Avec :

- D_c : Diamètre de la calandre (m).
- P : Le pas (m).
- B : Espace entre chicane (m).
- d_e : diamètre extérieur des tubes (m).

★ **Diamètre équivalent D_e :**

$$D_e = \frac{4 \cdot p^2}{\pi \cdot d_e} - d_e$$

★ **Vitesse massique G_t :**

$$G_t = \left(\frac{M}{a_{ct}}\right)$$

Avec :

- a_{ct} : Surface par calandre (m²).

- M : Débit massique (kg/h).

★ Nombre de Reynolds :

$$Re_{CT} = \frac{D_c \cdot G_{CT}}{\mu'}$$

D'après le nombre de Reynolds et le graphe on tire les coefficients j_h' et F' :

$$\frac{h_0}{\phi_c} = j'_h \cdot \frac{\lambda'}{D_c} \left(\frac{Cp' \cdot \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}}$$

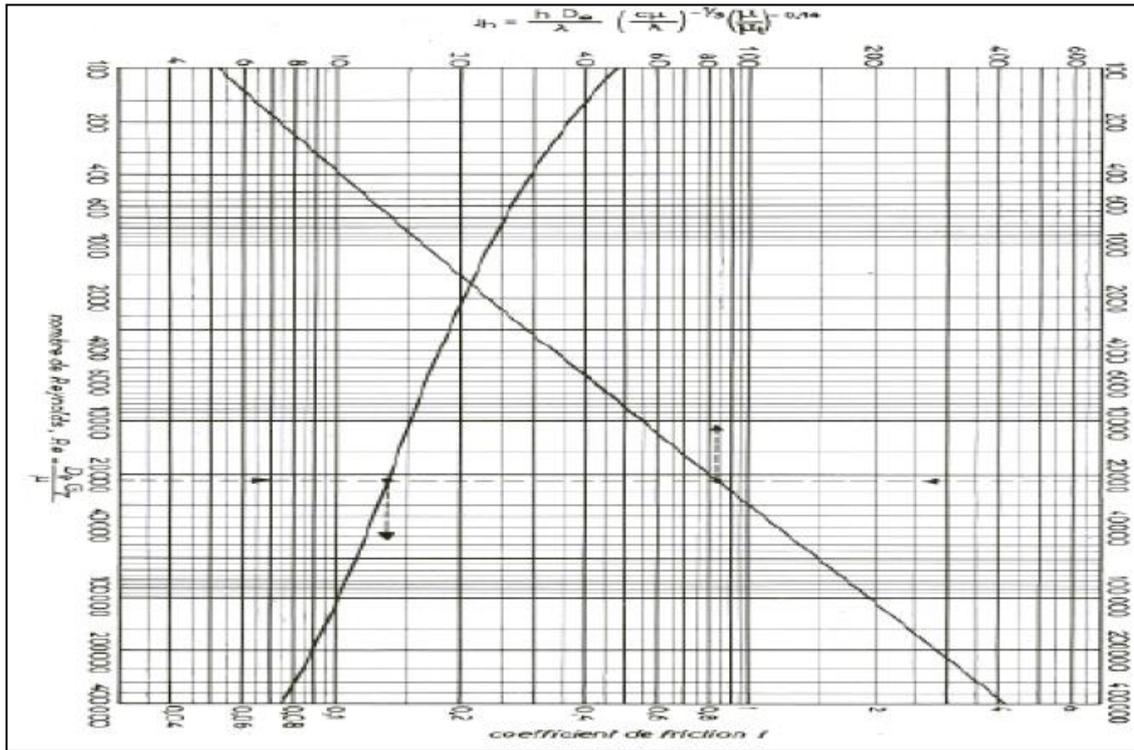


Figure 5.2-8: Coefficient de transfert de chaleur et coefficient de friction en fonction de nombre de Reynolds à l'extérieur des tubes. [21]

➤ Le calcul de la température de tube :

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_0}{\phi_c} + \frac{h_{t0}}{\phi_t}} (T_c - t_c)$$

★ Détermination de μ_t a t_t :

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14}$$

$$h_{t0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t} \right) \phi_t$$

★ Détermination de μ'_t a t_t :

$$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu'_t}\right)^{0.14}$$

$$h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_c}\right)\phi_c$$

- **Calcul de coefficient de transfert propre :**

$$U_p = \frac{h_0 \cdot h_{t0}}{h_0 + h_{t0}}$$

- **Vérification de la résistance d'encrassement R_s :**

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \cdot U_s}$$

5.2.1.9 Calcul des pertes de charge :

Le calcul des pertes de charge est important pour le choix du régime optimum de l'échangeur. La valeur de ces pertes de charge est en fonction de la vitesse de circulation des fluides et de leurs caractéristiques à savoir la densité, la viscosité ainsi que la géométrie de l'appareil.

- **Pertes de charge côté tube :**

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_t^2}{\rho} \left[\frac{f_t \cdot L}{d_i \cdot \phi_t} + 2 \right]$$

Avec :

- Δp_t : perte de charge côté tube.
- G_t : la vitesse massique cotée tube (kg/ m2s).
- n_t : Nombre de passe coté tube
- ρ : masse volumique (kg/ m3).
- f : facteur de friction.
- L : longueur de tube (m).
- d_i : le diamètre intérieur de tube (m).

Ou : $G_t = \frac{m}{a_t}$

- **Pertes de charge côté calandre :**

$$\Delta P_c = \frac{n_c \cdot f_{CT} \cdot G_{CT}^2 (N_c + 1) \cdot D_c}{\rho \cdot D_c \cdot \phi_c}$$

Avec :

- Δp_c : perte de charge côté calandre (en bars).
- N_c : nombre de chicane.
- G_{ct} : la vitesse massique côté calandre.
- D_c : diamètre de calandre.
- P : masse volumique du fluide.

Chapitre 5 : Calcul et Dimensionnement des équipements

- f : facteur de friction.
- d_e : diamètre équivalent (m). [21]

Le tableau ci-dessous présente les résultats de calcul de dimensionnement des échangeurs tube-calandre utilisés dans notre système de récupération des boil off d'éthylène :

Calcul d'échangeur à faisceau et à calandre	Unités	Nom d'échangeur de chaleur	
		E-101	E-102
Bilan thermique Q	KW	65.8	9.9
Calcul de DTLM	°C	32.95	20.46
Nombre de passes nc côté calandre		1	1
Coefficient de transfert sale U's	W/m ² K	318.8	84.9
Surface d'échange A'	m ²	120.1	4
Caractéristique de l'échangeur :			
Nombre des tubes		553	39
Longueur l du tube	mm	3750	1800
Diamètre do du tube	mm	19.05	19.05
Disposition des tubes		Horizontale	Horizontale
Surface d'échange du tube	m ²	0.22	0.107
Nombre de passes côté tube		2	1
TEMA		BEM (tête avec fond soudé, une passe côté calandre, bonnet)	BEM
Nombre de chicanes		4	4
Disposition des fluides :			
Côté tube		Charge : Ethylène Propane	Ethylène chaud Ethylène froid
Côté calandre			
Coefficient Us de l'appareil	W/m ² K	182.2	84.9
Coefficient de transfert propre Up	W/m ² K	318.8	84.9
Vitesse massique :	m/s		
Côté tube		0.11	0.04
Côté calandre		0.74	0.66
Nombre de Reynolds :			
Côté tube :			
Entrant : liquide/vapeur		-/3818.32	3377.04/-
Sortant : liquide/vapeur		600.58/-	2266.54/-
Côté calandre :			
Entrant : liquide/vapeur		73.49/559.61	83.4/656.89
Sortant : liquide/vapeur		-/2669.36	-/2065.3
Résistance d'encrassement	m ² K/W	0	0
Perte de charge :	KPa		
Côté tube		0.003	0.003
Côté calandre		0.01	0.007

Tableau 5.2-2: Résultats de calcul dimensionnement des échangeurs E-101 et E-102

Les fiches techniques des échangeurs, connues sous le nom de TEMA Sheet, fournissent des données essentielles sur les caractéristiques et les performances de nos échangeurs dans le processus de récupération des boil off d'éthylène. Ces informations, obtenues à partir du simulateur HYSYS, incluent des détails sur la conception, les capacités thermiques, les dimensions et autres paramètres clés de nos échangeurs.

Chapitre 5 : Calcul et Dimensionnement des équipements

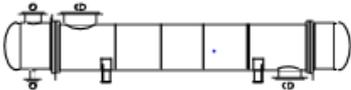
Size: 700-3750mm		Type : BEM Horizontal		Connected in: 1 Parallel 1 Series	
Surf/Unit (Eff.) 120.1 m ²		Shells/Unit 1		Surf/Shell (Gross/Eff.) 120.1 m ²	
PERFORMANCE OF ONE UNIT					
Fluid Allocation Fluid Name		Shell Side Propane IN -> Propane OUT		Tube Side 6->7	
Fluid Quantity Total		680		502	
Vapor(In/Out)		138	680	502	0
Liquid		543	0	0	502
Noncondensable		0	0	0	0
Temperature (In/Out)		-39.25	-30.87	35	-39.22
Dew / Buble point		-39.25 / -39.25	-39.25 / -39.25	-26.57 / -26.23	-26.57 / -26.23
Density		2.71 / 578.09	2.61 /	27.21 /	/461.33
Viscosity		0,0064/0.1913	0,0066/	0.011 /	/0,0727
Molecular Wt, vap		44.1	44.1	28.02	
Molecular Wt, NC					
Specific heat		1.443/2.202	1.478/	1.825/	/3.099
Thermal Conductivity		0,0118/0.1321	0,0125/	0.024 /	/0,1085
Latent Heat		421.5	421.5	312.7	312.2
Pressure (abs)		115.032	115.022	2157.464	2157.461
Velocity (mean /max)		0.2 / 0.74		0.06 / 0.11	
Pressure Drop, Allow/Calc.		5	0.01	5	0.003
Fouling Resistance(Min.)		0		0	0 Ao based
Heat Exchanged		65.8 Kw	MTD (corrected) 3.01 °C		
Transfer Rate, service		182.2 Dirty	318.8 clean	318.8	W/(m ² -K)
CONSTRUCTION DATA/SHELL				sketch	
		Shell Side	Tube Side		
Design/vacuum /Test Pressure		300 / /	2400 / /		
Design Temp		35	70		
No. Passes per Shell		1	2		
Corrosion Allowance		3.18	3.18		
Connections		In 1 304.8 / -	1 202.72 / -		
Size /Rating		Out 1 438..15 / -	1 77.93 / -		
ID		Intermediate			
Tube No 553		OD 19.05	Tks average 2,11 mm	Length 3750 mm	Pitch 23.81 mm
Tube Type Plain		Material carbon steel		Tube pattern 30	
Shell carbon steel		ID 700	OD 720	Shell cover -	
Channel or Bonnet		Carbon steel		Channel cover -	
Tubesheet-Stationary		Carbon steel		Tubesheet-floating -	
Floating Heat Cover		-		Impingement protection None	
Baffles Cross		Carbon steelType		single segmentalcut(%d) 41.16	H Spacing: c/c 650 mm
Baffles Long -		seal type		Inlet 839.48	mm
Support Tube		U-bend 0	type		
Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2grooves) (App.A'T)	
Expansion joint -		Type None			
Rhov2-Inlet nozzle 1		bundle entrance 0	bundle exit 1	kg/m-s ²	
Gaskets- shell side -		tube side		flat metal jacket fibe	
Floating head -		ASME code sec VIII Div 1		TEMA class R- Raffinery sevice	
Weight/shell 3694.1		Filled with water 5250.2	Bundle 2239.4	Kg	

Tableau 5.2-3:fiche technique de l'échangeur E-101

Chapitre 5 : Calcul et Dimensionnement des équipements

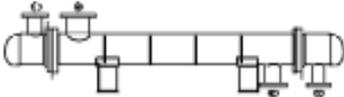
Size: 205-1800mm		Type: BEM Horizontal		Connectedin: 1 Parallel 1 Series	
Surf/Unit (Eff.) 4 m ² Shells/Unit		1		Surf/Shell(Gross/Eff.)4 m ²	
PERFORMANCEOFONEUNIT					
Fluid Allocation fluidName		Shell Side 10->12		Tube Side 8->11	
FluidQuantityTotal kg/h		100		401	
Vapor (In/Out) kg/h		29	100	0	0
Liquid kg/h		72	36	401	401
Noncondensable kg/h		0	0	0	0
Temperature (In/Out) °C		-87.44	-65.01	-39.23	-71.53
Dew/Bublepoint °C		-88.19 /-87.32	-88.2 / -87.32	-26.57 /-26.23	-26.57 / -26.23
Density kg/m ²		4.71/ 543.03	4.15 /	/461.04	/520.39
Viscosity Cp		0,0064/0.1326	0,0072/	/0,0727	/0,1083
MolecularWt,vap		27.95	28.02		
MolecularWt,NC					
Specificheat kJ/(kg-K)		1.366/2.39	1.393/	/3.112	/2.515
ThermalConductivitykJ/(kg-K)		0,0117/0.1689	0,0134/	/0,1186	/0,1514
LatentHeat KJ/kg		454.2	454.1		
Pressure(abs) KPa		245.166	245.159	2157.461	2157.458
Velocity(mean/max) m/s		0.13 / 0.66		0.03 / 0.04	
PressureDrop,Allow/Calc. K P a		5	0.007	5	0.003
FoulingResistance(Min.) m ² -K/W		0		0 0	Ao based
HeatExchanged 9.9 Kw		MTD (corrected) 29.06 °C			
TransferRate,service 84.9		Dirty 84.9 clean 84.9		W/(m ² -K)	
CONSTRUCTIONDATA/SHELL				sketch	
		ShellSide	TubeSide		
Design/vaccum/TestPressure KPa		300/ /	2400 / /		
DesignTemp °C		35	35		
No.PassesperShell		1	1		
CorrosionAllowance mm		3.18	3.18		
Connections In mm		1 102.26 /	1 77.93 / -		
Size/Rating Out mm		1 154.05 / -	1 77.93 / -		
ID Intermediate					
Tube No39 OD 19.05		Tksaverage2,11 mm Length1800 mmPitch23.81 mm			
TubeType Plain		Material carbonsteel Tubepattern 30			
Shellcarbonsteel ID 205 OD 219.08 mm		Shell cover -			
ChannelorBonnet Carbonsteel		Channel cover -			
Tubesheet-Stationary Carbonsteel		Tube sheet-floating-			
FloatingHeatCover -		Impingementprotection None			
BafflesCross Carbonsteel		Type singles egmental cut(%d) 39.94			
HSpacing;c/c 335 mm					
BafflesLong-sealtype		Inlet mm			
SupportTube U-bend 0		type			
Bypassseal Tube-tubesheetjoint		Expandedonly(2grooves)(App.A'I')			
Expansionjoint - TypeNone					
RhovV2-Inletnozzle 1		bundleexit 0 kg/m-s ²			
Gaskets-shellside - tubeside		flatmetaljacketfibe			
Floatinghead - ASMEcodesecVIII Div1		TEMA class R-Raffinerysevice			
Weight/shell 307.1		Filledwithwater 369.4 Bundle 97.7 Kg			

Tableau 5.2-4:fiche technique de l'échangeur E-102

5.3 Bilan matière :

Nous allons procéder à l'établissement d'un bilan matière pour le bac de stockage d'éthylène V-100. Cette analyse nous permettra d'évaluer précisément la quantité totale de boil off d'éthylène générée dans notre processus. Ensuite, nous utiliserons ces données pour calculer le taux de récupération de ce dernier, une mesure importante pour évaluer l'efficacité de notre système de récupération.

5.3.1 Définir les données :

On considère que le bac de stockage d'éthylène est en régime permanent, qui veut dire il y'a pas d'accumulation de matière et donc pas de réaction : les entrants=les sortants.

On suppose qu'il n'y a pas d'importation d'éthylène et le bac n'est pas vide donc la quantité présente dans le bac est transformée en Boil off d'éthylène, qui sera ré-liquéfiée grâce à l'unité proposée ensuite réinjectée dans le bac comme éthylène liquide, donc on aura :

- Entrant : éthylène liquide.
- Sortant : boil off d'éthylène.

5.3.2 Etablir le bilan matière :

Charge	Fraction molaire	Débit massique (Kg /h)	Débit molaire (Kmol /h)
Entrants :			
Ethylène	0.9967	402.2	14.31
Méthane	0.0003	-	-
Ethane	0.0030	-	-
Totale		1	
Sortants :			
Ethylène	0.9969	402.2	14.32
Méthane	0.0028	-	-
Ethane	0.0003	-	-
Total		1	

5.3.3 Calcul de taux de recyclage de boil off d'éthylène :

On utilise la formule suivante :

$$\text{Taux de recyclage \%} = \frac{\text{la quantité d'ethylene liquide entrante}}{\text{la quantité des BOG sortante}} \times 100\%$$

Donc : le taux de recyclage est de 99.93% presque 100% avec 20% de gaz circulant en continue dans le cycle de liquéfaction.

Conclusion :

En conclusion de l'étude de dimensionnement des équipements et de calcul du taux de recyclage de l'éthylène, nous pouvons affirmer que notre processus de récupération des boil off d'éthylène est d'une efficacité remarquable. Le dimensionnement précis des échangeurs thermiques garantit un transfert de chaleur optimal, permettant ainsi de récupérer un maximum d'éthylène. De plus, le taux de recyclage exceptionnel de 99,93 % obtenu démontre l'efficacité et l'engagement de notre installation en matière de gestion responsable des ressources.

Chapitre 6 : Etude économique de la nouvelle unité de récupération des boil off

Introduction :

Le présent chapitre se consacre à une analyse approfondie des aspects économiques de notre projet de récupération des boil off d'éthylène. Au-delà de l'aspect technique de la récupération de ces précieux composants, il est essentiel d'évaluer la viabilité financière et les retombées économiques de notre initiative. Cette étude englobe une analyse minutieuse des coûts liés à l'installation du système de récupération, allant de l'acquisition des équipements à la construction et à l'installation. Nous nous attardons également sur l'estimation des économies engendrées par la récupération des boil off, ainsi qu'évaluer la rentabilité à long terme de notre initiative.

6.1 Estimation des boil off d'éthylène torchés :

Le tableau ci-dessous présente une vue d'ensemble de l'importation d'éthylène, de la production de polyéthylène et des pertes de boil off d'éthylène sur une période d'années données :

Années	La charge		Production de PEHD	Boil off d'éthylène	Observation d'arrêt
	Importation	Consommation			
2020	7252	3054	2889	2255	Arrêt 10mois
2021	29969	23760	22721	4887	Arrêt 4mois
2022	35552	33228	31775	4690	Arrêt 2mois
2023	27799	17816	17032	2929	Arrêt programmé

Tableau 6.1-1: données annuelles extraites des bilans du complexes CP2K

La quantité du boil-off torchée est variable, cette quantité qui varie d'un mois à un autre et d'une année à une autre, dépend de :

- Nombre de déclenchements mensuels et annuels de l'unité CP2K.
- Nombre de déchargement bateau.
- Conditions météorologiques.
- La saison : hivernale ou estivale.

L'estimation de la quantité des boil off est obtenue grâce à l'utilisation d'un débitmètre de précision, assurant des mesures fiables des gaz produits. Une fois quantifiés, ces boil off sont dirigés vers la torche à l'aide d'un compresseur, ce qui enchaîne une perte considérable.

D'après les données du tableau, la quantité moyenne de boil off d'éthylène générée dans le bac de stockage est estimée à environ 8000 kg/j équivalent de 8tonnes/jour.

- **Perte en valeur des boil off :**

Supposant que l'usine est en production continue et il existe toujours de l'éthylène dans le bac de stockage, calculant la perte en valeur des boil off, sachant le prix d'une tonne de matière première importée est de 1000 dollars par tonne.

Quantité d'éthylènes perdue pour une journée : 8T/j.

Quantité d'éthylène perdue pour une année : 2920 T/an.

Perte de valeur pour une année : 2920000dollar/an.

- La quantité des BOG estimée de 8 t/j peut être négligée facilement à court terme par rapport à la consommation du CP2K 401 t/j, mais en agrandissant l'échelle (à long terme) on trouve qu'on brûle environ d'une cargaison d'un bateau d'éthylène importé, ou bien un budget d'un projet industriel.

6.2 Méthodologies et base d'estimation des coûts :

6.2.1 Coût en capital CAPEX :

Le coût en capital, représente les dépenses engagées pour acquérir des biens, des équipements et d'autres actifs capitaux nécessaires à la réalisation du projet. Cela inclut les investissements initiaux nécessaires à la mise en place de l'infrastructure et des équipements, ainsi que les coûts associés à leur conception, leur fabrication, leur transport, leur installation et leur mise en service. Le coût en capital est essentiel pour estimer le budget total du projet et évaluer sa rentabilité économique à long terme. Ce coût comporte principalement le coût des équipements et le coût d'installation des équipements.

6.2.2 Coût d'exploitation OPEX :

Le coût d'exploitation (OPEX) désigne les dépenses régulières engagées pour le fonctionnement d'une installation. Ces dépenses comprennent généralement les coûts liés à la main-d'œuvre, aux matériaux, à l'énergie, à l'entretien, à la maintenance, aux services publics et à d'autres frais nécessaires pour maintenir les opérations en cours.

Le coût d'exploitation a été estimé en tenant compte des hypothèses suivantes :

- **Coût des services publics** : Les principales dépenses sont dues à la consommation d'électricité, d'eau de refroidissement et de vapeur. Les prix unitaires suivants des services publics sont utilisés :
 - ✓ Électricité, tant en MV qu'en HV : 3,61 DA/kWh.
 - ✓ Eau de refroidissement à : 124,41 DA/m³.
 - ✓ Vapeur, à la fois LP et MP : 143,9 DA/tonne.
- **Coût de maintenance** : L'ordre de grandeur du coût de maintenance dans une usine pétrochimique est de 5.6% du coût des matériaux.
- **Modes de fonctionnement** : Mode de liquéfaction des BOG (utilisation totale de l'unité)

Les éléments suivants sont considérés comme mineurs ou non significatifs dans le coût d'exploitation total :

- Coût de la main-d'œuvre.
- Frais généraux (par exemple, services de sécurité, laboratoires, installations du personnel, services administratifs).

Les éléments suivants sont exclus de l'estimation du coût d'exploitation :

- Taxes locales.
- Assurances.

6.2.3 Revenus :

Les revenus sont les flux financiers générés par les activités commerciales d'une entreprise, résultant de la vente de biens ou de services, ou d'autres sources de revenus telles que les investissements. Ces revenus contribuent à la croissance et à la rentabilité de l'entreprise.

Les revenus des nouvelles installations sont estimés en supposant ce qui suit :

- Chaque tonne d'éthylène récupérée est transformée en PEHD avec une efficacité de 96% et vendue à 1800 USD/tonne, équivalent de 242085 DA.

6.3 Résumé des coûts :

Les résultats et les analyses sont obtenus principalement à partir du logiciel de simulation HYSYS. Grâce à ses capacités avancées en matière d'évaluation économique, HYSYS nous a permis d'analyser en profondeur les coûts associés à notre projet. Les simulations réalisées dans HYSYS nous ont aidé dans la modélisation des coûts d'investissement, des coûts d'exploitation et des coûts de maintenance, fournissant ainsi une base solide pour notre évaluation économique globale.

6.3.1 Equipements, matériels principaux et coûts :

Avant de plonger dans une analyse détaillée des coûts d'investissement, il est essentiel de comprendre la répartition des dépenses liées aux équipements nécessaires à notre projet. Le tableau ci-dessous présente une vue d'ensemble des équipements, leurs spécifications, du capital requis, ainsi que d'autres éléments financiers pertinents. Cette analyse des coûts nous permettra de prendre des décisions éclairées quant à la planification financière et à l'allocation des ressources pour la mise en œuvre efficace de notre projet de récupération des boil off d'éthylène.

NB : le bac de stockage V-100 et le compresseur K-100 ce sont des équipements existants au sein de la section stockage de l'éthylène au niveau de CP2K.

Chapitre 6 : Etude économique de la nouvelle unité de récupération des boil off

Etiquette d'équipements	Nom de service	Type d'équipement	Poids d'équipement (LBS)	Poids total installé (LBS)	Coût d'équipement (USD)	Coût d'installation d'équipement (USD)
K-101	Compresseur d'éthylène	Compresseur centrifuge	9200	20235	741000	856300
K-102	Compresseur d'éthylène	Compresseur centrifuge	6800	12880	604300	715700
E-100	Refroidisseur d'éthylène	Echangeur de chaleur tube-calandre	580	18315	8900	59500
E-101	Condenseur d'éthylène	Echangeur de chaleur tube-calandre	9800	28660	43600	139300
E-102	Economiseur d'éthylène	Echangeur de chaleur tube-calandre	4200	12880	27400	96800
K-103	Compresseur de propane	Compresseur centrifuge	6700	16573	546600	660400
K-104	Compresseur de propane	Compresseur centrifuge	8000	19403	661400	781300
E-103	Refroidisseur de propane	Echangeur de chaleur tube-calandre	1100	6666	10100	59900
E-104	Condenseur de propane	Echangeur de chaleur tube-calandre	5800	12951	29200	85900
Total					2672500	3455100

Tableau 6.3-1: spécification des équipements

Le coût capital total d'investissements qui englobe le coût des équipements et le coût d'installation estimé par le logiciel hysys est :

Coût en capital	6608000	USD
	888M	DA

6.3.2 Estimation d'OPEX :

6.3.2.1 Dépense en utilités :

Le tableau ci-dessous classe les équipements en fonction de leur prix d'utilités, mettant en évidence les coûts associés aux utilités nécessaires, telles que l'électricité et l'eau de refroidissement. Ces utilités sont essentielles pour le fonctionnement optimal des équipements et sont prises en compte dans l'estimation globale des coûts.

Etiquette d'équipements	Coût d'utilités (USD/heure)
K-100	20.2353
K-101	52.0335
K-102	26.0168
E-100	1.58424
K-103	20.2353
K-104	52.0335
E-103	6.3054

Utilités	Taux total de flux	Unité	Coût utilité par heure
Electricité	152.035	KW	8,757216USD/H
Eau de refroidissement	427720,5	BTU/H	0,095809USD/H

Coût total d'utilités	77605,6	USD/an
	10M	DA/an

6.3.2.2 Coût de maintenance des équipements :

Le coût de maintenance des équipements représente les dépenses prévues pour assurer le bon fonctionnement et la durabilité des équipements dans un environnement industriel. Ce coût inclut les frais associés aux pièces de rechange, à la main-d'œuvre pour la maintenance, aux contrats de service, ainsi qu'aux outils et équipements nécessaires.

Coût de maintenance	133403.2	USD/an
	17M	DA/an
Coût total d'exploitation	211008.8	USD/an
	28M	DA/an

6.3.3 Revenus : Ethylène récupéré PEHD produit :

Grâce à la nouvelle installation de récupération des boil off d'éthylène, nous explorons la transformation de cet éthylène récupéré en polyéthylène, une démarche essentielle pour maximiser l'utilisation des ressources disponibles et améliorer la productivité globale de notre usine. Cette transformation joue un rôle clé dans notre objectif d'optimisation de la productivité en renforçant notre capacité à exploiter efficacement nos matières premières et à répondre aux demandes croissantes du marché par l'augmentation de la production du complexe.

Par l'estimation déjà faite des boil off d'éthylènes, on a trouvé une quantité de 2920 T/an d'éthylène torchée pour une année.

Grace à la nouvelle installation cette quantité est récupérée et réinjectée dans le bac et alors utilisée dans le circuit de production et transformé en polyéthylène dans le réacteur

Le taux de conversion de la matière première grâce au catalyseur Phillips à l'intérieur du réacteur est de 96% ainsi donc la quantité de PEHD produite est de 2803.2tonnes/an soit 12% de la production moyenne annuelle totale du complexe.

- L'étude démontre clairement que l'utilisation de l'éthylène récupéré a permis de produire environ 12% de la production moyenne annuelle totale de polyéthylène du complexe. Ce résultat souligne le succès de notre approche axée sur la valorisation des ressources et la durabilité du processus de production. En intégrant efficacement l'éthylène récupéré dans le processus de fabrication, nous avons non seulement optimisé l'utilisation de la matière première, mais également renforcé la compétitivité sur le marché.

Ethylène récupéré (tonne/j)	Ethylène récupéré (tonne/an)	PEHD produit (tonne/an)	PEHD produit (USD/an)
8	2920	2803.2	5045760

Revenus total	5045760	USD/an
	678M	DA/an

6.4 Evaluation économique :

L'économie globale du projet doit être évaluée pour déterminer sa viabilité économique. Les meilleures méthodes d'évaluation économique reposent sur des projections des flux de trésorerie tout au long de la durée de vie du projet.

6.4.1 La méthode des flux de trésorerie disponibles :

La méthode des flux de trésorerie disponibles (DCF) est une approche d'évaluation financière qui estime la valeur d'une entreprise en se basant sur les flux de trésorerie qu'elle générera à l'avenir. Cela se fait en actualisant ces flux de trésorerie à un taux qui reflète le risque associé à l'entreprise. En simplifiant, on calcule combien d'argent l'entreprise générera dans le futur, et on ramène cette somme à sa valeur actuelle, en tenant compte du risque financier. [22]

6.4.2 Quelques définitions :

- **Flux de trésorerie** : Le mouvement réel d'argent impliquant les investissements, les revenus et les dépenses au cours d'une période donnée.
- **Taux de remise** : Le taux d'intérêt utilisé pour convertir les flux de trésorerie futurs en leur valeur actuelle, reflétant la valeur temporelle de l'argent.
- **Période de recouvrement actualisée** : Le temps nécessaire pour que le flux de trésorerie annuel actualisé d'un investissement égal au coût initial de l'investissement, en utilisant un taux de remise fixe.
- **Dépense** : Paiement en espèces effectué pour acquérir des biens ou des services nécessaires pour générer des revenus au cours d'une période comptable. Cela peut inclure des coûts tels que les matériaux, la main-d'œuvre et les frais généraux de fabrication dans le secteur manufacturier.
- **Investissement** : Dépense visant à acquérir des actifs tels que des biens immobiliers, des équipements ou d'autres éléments de capital qui devraient générer des revenus au fil du temps.
- **Durée de vie** : La durée prévue des flux de trésorerie, généralement exprimée en années. Cela peut représenter la durée réelle d'un projet ou une période artificielle à des fins comptables telles que l'amortissement ou la dépréciation.

- **Valeur Actuelle Nette (VAN)** : La valeur actuelle obtenue en actualisant, pour chaque année, les flux de trésorerie (y compris les investissements, les revenus et les dépenses) attendus tout au long de la vie d'un projet à un taux de remise donné.
- **Période de recouvrement** : Le temps nécessaire pour que les flux de trésorerie cumulatifs d'un investissement égalent le coût initial de l'investissement.
- **Revenu** : L'augmentation des actifs d'une organisation ou la diminution des passifs au cours d'une période comptable, principalement due à ses activités opérationnelles. Cela comprend les revenus provenant des ventes de produits ou de services. [22]

6.4.3 Principe de lois de la méthode des flux de trésorerie :

Les méthodes utilisées dans cette étude de faisabilité sont résumées dans le tableau ci-dessous. [22]

Méthode	Critères	Formule mathématique		Critères D'évaluation
		B : variable	B : constant	
Méthode non actualisée	Période de Récupération (PP)	$1 - \sum_{i=1}^{PP} Bi = 0$	$PP = \frac{I}{B}$	PP < 3 ans
Méthode actualisée	Valeur actuelle nette (VAN)	$NPV = -1 + \sum_{i=1}^n \frac{Bi}{(1+r)^i}$	$NPV = -1 + B \frac{(1+r)^n - 1}{r(1+r)^n}$	NPV > 0

Avec :

- B_i : Revenu - Dépense pour l'année i .
- I : Investissement.
- n : Nombre d'années.
- r : Taux de remise.

6.4.3.1 Hypothèses :

- Le coût initial de l'investissement sera fourni par la société propriétaire de ce projet.
- Le taux d'actualisation est supposé constant et égal à 10%.
- L'installation a une durée de vie de 25 ans.
- La durée de la phase EPC : Engineering, Procurement, and Construction qui fait référence au temps nécessaire pour mener à bien ces activités dans le cadre d'un projet spécifique. Et la durée de la période de démarrage qui s'agit du laps de temps nécessaire pour mettre en place et démarrer toutes les opérations, processus, équipements et systèmes afin de rendre l'installation pleinement opérationnelle et fonctionnelle, sont de 1an.

6.4.3.2 Les résultats :

L'évaluation économique détaillée du projet a été menée en utilisant des méthodes d'analyse financière déjà présentées. Les résultats présentés dans le tableau ci-dessous fournissent un aperçu de la viabilité financière du projet, en se concentrant sur des indicateurs clés tels que, la valeur actuelle nette et le délai de récupération. Ces résultats servent de base à nos recommandations stratégiques ultérieures.

Le tableau suivant présente un résumé des résultats financiers de l'évaluation économique.

Année	Cout d'investissement (USD)	Revenus (USD/an)	Dépenses (USD/an)	Flux de trésorerie (USD/an)	Flux de trésorerie cumulé (USD/an)
0	6608000	-	-	-6608000	-6608000
1	-	5045760	211008.8	4834751.2	-1773248.8
2	-	5045760	211008.8	4834751.2	3061502.4
3	-	5045760	211008.8	4834751.2	7896253.6
4	-	5045760	211008.8	4834751.2	12731004.8

PP	NPV	Évaluation
1.36	4395227.364USD	Economiquement viable
	591M DA	

Conclusion :

L'analyse économique approfondie de ce projet révèle des résultats financiers particulièrement encourageants. Un délai de récupération inférieur à 3 ans et une Valeur Actuelle Nette positive estimée à 591M DA, soulignent le potentiel de rentabilité et de création de valeur significative du projet. Ces chiffres tangibles renforcent l'attractivité du projet pour les investisseurs et les parties prenantes, témoignant de sa solidité financière et de sa viabilité à long terme.

Néanmoins, il est important de maintenir une gestion proactive tout au long de la mise en œuvre du projet. Des ajustements continus et une surveillance attentive seront nécessaires pour s'adapter aux changements du marché, gérer efficacement les risques et garantir la réalisation des objectifs financiers ambitieux.

En conclusion, les résultats économiques positifs de ce projet, couplés à une bonne gestion, offrent une perspective prometteuse pour sa concrétisation et sa réussite à long terme.

Chapitre 7 : Partie HSE

(Hygiène, Sécurité et Environnement)

Introduction :

Dans ce chapitre, nous abordons un aspect essentiel de l'exploitation industrielle : la sécurité des installations et des opérations. Le complexe CP2K, avec ses diverses installations et activités, requiert une attention particulière aux normes de santé, sécurité et environnement (HSE). Notre objectif est d'examiner attentivement les mesures de sécurité en place dans les installations existantes du complexe CP2K.

Après avoir conclu l'évaluation des mesures de sécurité existantes, nous nous pencherons sur l'analyse des mesures de sécurité pour la nouvelle unité envisagée dans CP2K pour la liquéfaction des BOG. Cette analyse se concentrera sur la manière dont les nouvelles installations et opérations proposées influent sur les normes de sécurité globales du complexe. Nous examinerons les mesures préventives, les protocoles d'urgence, les plans de gestion des risques, et d'autres aspects critiques pour assurer la conformité aux normes HSE.

7.1 Triangle de feu : concept fondamental de mesure de sécurité de chaque industrie

En raison de la présence continue d'hydrocarbures, notamment dans le cadre des opérations du complexe CP2K, le risque d'incendie est toujours présent. Les hydrocarbures, étant des combustibles, créent une condition propice à la formation du triangle de feu, comprenant la présence de combustible, d'oxygène et d'une source d'ignition. Ainsi, il est impératif de mettre en place des mesures de sécurité rigoureuses pour prévenir les incendies et assurer la sécurité des travailleurs et des installations. [23]

Le triangle du feu est un concept fondamental en matière de sécurité incendie et de prévention des explosions. Il représente les trois éléments nécessaires pour qu'un incendie se produise :

- **Combustible** : C'est la substance qui peut brûler. Il peut s'agir de matières solides, liquides ou gazeuses.
- **Source d'ignition** : C'est ce qui déclenche ou allume le feu. Il peut s'agir de flammes nues, d'étincelles, de chaleur intense, de décharges électriques, etc.
- **Comburant** : C'est la substance nécessaire pour soutenir la combustion. Dans la plupart des cas, il s'agit de l'oxygène de l'air. [23]

Le triangle du feu indique que pour qu'un incendie se produise, les trois éléments doivent être présents simultanément. Si l'un des éléments est absent ou est supprimé, le feu ne peut pas se maintenir. Par conséquent, la prévention des incendies implique souvent la gestion de ces trois aspects :

- **Contrôle du combustible** : Il peut s'agir de stocker les matériaux inflammables de manière sûre, d'éliminer les débris, de sécuriser les liquides inflammables dans des conteneurs appropriés, etc.

- **Élimination des sources d'ignition** : Cela peut impliquer l'utilisation d'équipements électriques sûrs, l'interdiction de fumer dans des zones à risque, le contrôle des sources de chaleur, etc.
- **Réduction du comburant** : Bien que cela soit difficile dans la plupart des cas car l'oxygène est abondant dans l'air, dans certains cas, la réduction de l'oxygène ou la substitution par d'autres gaz inerte peut être une stratégie de prévention des incendies, faire un isolement pour les lignes d'injection d'air, surveiller l'étanchéité des équipements sous-vide, ...

Comprendre le triangle du feu est essentiel pour la sécurité incendie et permet de développer des mesures de prévention et de protection efficaces contre les incendies et les explosions. [23]

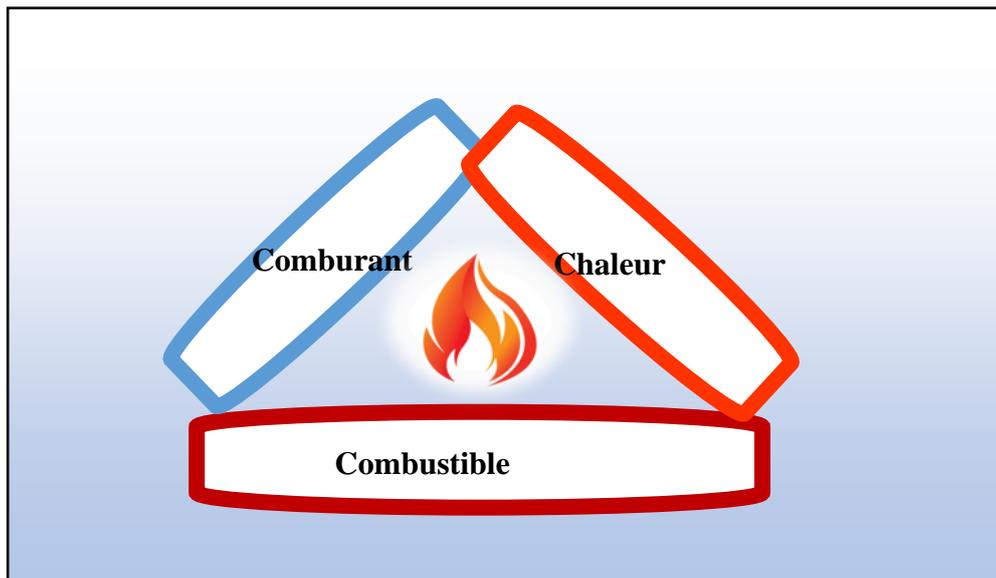


Figure 7.1-1: éléments de triangle de feu [23]

7.2 Mesure de sécurité pour les principales installations du complexe CP2k :

Dans le cadre de l'évaluation des risques des principales installations au sein du complexe CP2K, nous examinons plusieurs sections clés. Tout d'abord, nous évaluons les risques associés à la zone de stockage, notamment le bac de stockage qui peut présenter des dangers liés à la manipulation et au stockage des matières premières. Ensuite, nous nous penchons sur la zone de réaction, représentée par le réacteur de polymérisation. Enfin, nous analysons la zone d'activation du catalyseur, symbolisée par le four d'activation.

7.2.1 Bac de stockage :

7.2.1.1 Classement de la charge d'éthylène :

L'éthylène appartient à la catégorie A qui regroupe les hydrocarbures dont la pression absolue de vapeur à 15°C est supérieure à 1 bar, et qui ensuite classé dans le groupe A1 de cette catégorie ce qui signifie qu'il est maintenu liquéfié à une température inférieure à 0°C. Les réservoirs de stockage d'éthylène sont donc soumis à des températures très basses, ce qui peut contribuer à la formation de vapeurs en cas de fuite ou de défaillance du système de stockage. [24]

7.2.1.2 Type de la zone :

Selon la réglementation, les zones où l'éthylène est stocké doivent être classées en fonction de la probabilité de présence d'une atmosphère explosive, pour cela, elles sont classées dans la zone de classe 01 qui est définie comme un emplacement où une atmosphère explosive est susceptible de se présenter occasionnellement en fonctionnement normal. Cela indique que même si la probabilité est moyenne à faible, des mesures de prévention et de protection doivent être mises en place pour minimiser les risques d'explosion.

La durée pendant laquelle une atmosphère explosive (ATEX) peut être présente dans cette zone est comprise entre 10 et 1000 heures par an. Cela signifie que même si l'ATEX explosive n'est pas constamment présente, elle peut se former de manière intermittente au cours de l'année, nécessitant une surveillance continue et des mesures de sécurité appropriées [24]

7.2.1.3 Identification des risques :

- **Risque d'incendie :**

Dans un bac de stockage d'éthylène, le risque d'incendie est particulièrement préoccupant pour plusieurs raisons :

- L'éthylène peut brûler violemment avec une flamme invisible, ce qui complique considérablement l'extinction du feu. Cette caractéristique rend la détection et la lutte contre les incendies d'autant plus complexes et exige des mesures de sécurité supplémentaires pour assurer une intervention rapide et efficace.
- Les températures élevées dans le bac de stockage peuvent entraîner une décomposition de l'éthylène, produisant ainsi des produits de combustion dangereux. Ces produits peuvent inclure des gaz toxiques, des vapeurs inflammables et d'autres substances nocives pour la santé humaine et l'environnement. Par conséquent, même en l'absence d'incendie, le simple échauffement du gaz peut représenter un risque significatif pour la sécurité. [25]



Figure 7.2-1:incendie dans un bac de stockage [24]

- **Risque d'explosion :**

Le risque d'explosion dans un bac de stockage d'éthylène liquide est une préoccupation majeure due à la nature hautement inflammable et volatile de ce composé. En raison de sa pression et de sa température de stockage contrôlée, l'éthylène liquide peut générer des vapeurs inflammables susceptibles de s'enflammer en présence d'une source d'ignition. De plus, toute fuite ou défaillance de l'équipement de stockage peut conduire à une accumulation de gaz, créant ainsi un environnement explosif. Et la vaporisation partielle d'éthylène à l'intérieur du bac peut faire augmenter la pression du bac et donc risque d'explosion. [25]



Figure 7.2-2: explosion d'un bac de stockage [24]

7.2.1.4 Mesures de sécurité :

En mettant en œuvre des protocoles de sécurité appropriés, l'entreprise peut réduire les dangers associés au stockage de substances inflammables et assurer des conditions de travail sûres et conformes aux normes réglementaires.

- Installation de systèmes de détection d'incendie et de suppression d'incendie, tels que des détecteurs de chaleur, des extincteurs automatiques, déclencheur manuel, rideau d'eau.
- Formation du personnel sur les procédures d'extinction d'incendie et l'utilisation d'équipements de lutte contre l'incendie.
- Mise en place de barrières de sécurité et de zones d'exclusion pour limiter l'accès non autorisé aux zones de stockage d'éthylène. [25]
- Une autre méthode plus efficace pour éteindre un feu sur un bac de stockage est l'utilisation de mousse (conformément aux normes NFPA 11 et API 2021). Cette substance est appliquée à l'intérieur du stockage, de manière tangentielle à la paroi du bac, de préférence à l'aide de systèmes fixes.
- Au-delà de cette mousse des couronnes d'arrosage sont fixées sur le bac, contenant une solution moussante (ou eau additive), qui aide à éloigner le feu de la paroi du réservoir. Il est essentiel de fournir de l'eau en premier lieu, puis un mélange pré-mélangé, aux couronnes de refroidissement le plus rapidement possible pour éviter leur destruction, idéalement en moins de 30 minutes. Des buses combinant eau et mousse à faible expansion sont également employées. [26]



Figure 7.2-3: Protection d'un bac par lance monitors fixé en haut de la robe [25]

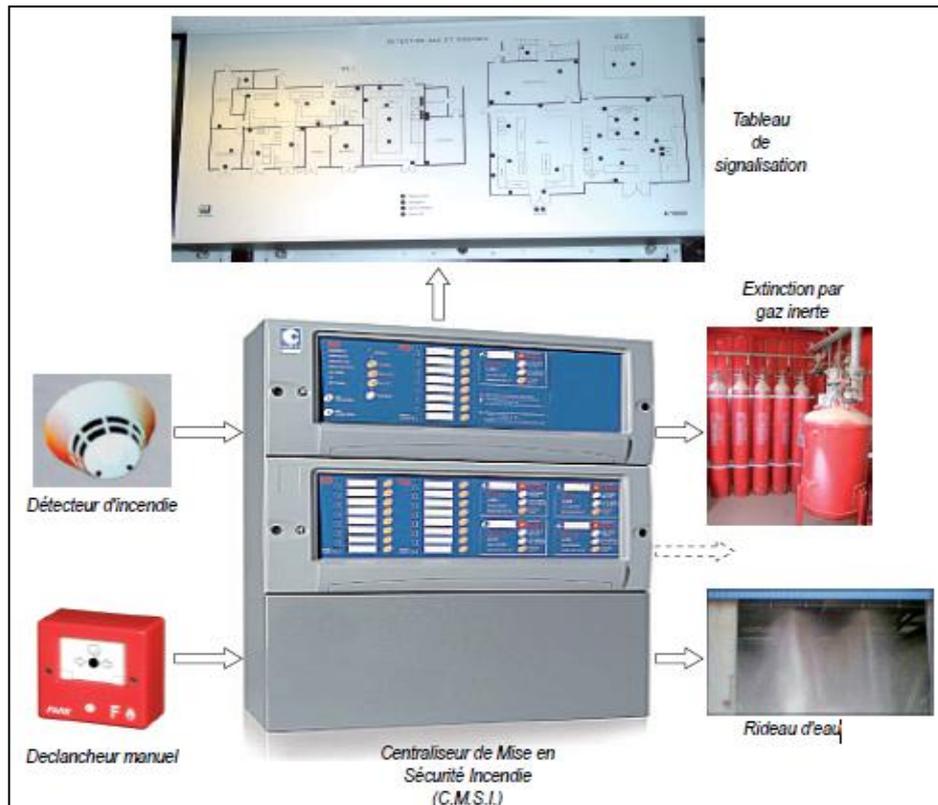


Figure 7.2-4 : moyens de détection et lutte contre l'incendie [24]

7.2.2 Le réacteur de polymérisation :

7.2.2.1 Type de la zone :

La zone de présence du réacteur de polymérisation est classée en zone 0, ce qui signifie qu'une atmosphère explosive est présente en permanence ou pendant de longues périodes ou fréquemment (pour une durée de plus de 1000 heures par an) ce qui signifie que les personnes qui y travaillent doivent être particulièrement vigilantes et prendre toutes les précautions nécessaires pour éviter les accidents. [24]

7.2.2.2 Les risques dans un réacteur de polymérisation :

Les risques potentiels associés à un réacteur de polymérisation de haute densité de l'éthylène dépendent de nombreux facteurs, y compris la conception du réacteur, les conditions opératoires, la qualité des matériaux, etc. Cependant, voici quelques risques courants qui pourraient être associés à un tel processus : [25]

- **Réaction exothermique incontrôlée** : La polymérisation de l'éthylène est une réaction exothermique, ce qui signifie qu'elle dégage de la chaleur. Si cette chaleur n'est pas correctement dissipée ou contrôlée, elle peut entraîner une augmentation de la température dans le réacteur, pouvant éventuellement conduire à une réaction en chaîne incontrôlée, voire à un accident.
- **Formation de polymères indésirables** : L'utilisation d'un catalyseur à base de chrome peut conduire à la formation de polymères indésirables ou de produits de dégradation, ce qui peut obstruer les conduites ou endommager l'équipement.
- **Formation d'oxydes de chrome** : En présence d'oxygène, le catalyseur à base de chrome peut former des oxydes de chrome, qui peuvent être toxiques et corrosifs pour les équipements en contact avec eux.

- **Risques liés aux gaz réactifs** : L'éthylène, l'isobutane et l'hexène sont tous des gaz inflammables. Des fuites ou des excès de pression de ces gaz peuvent entraîner des risques d'incendie ou d'explosion, surtout en présence d'oxygène.
- **Réactions de polymérisation non contrôlées** : Des conditions opératoires inappropriées ou des variations dans les ingrédients alimentés peuvent entraîner des réactions de polymérisation non désirées ou incontrôlées, ce qui peut endommager le réacteur ou d'autres parties du système.
- **Risques de toxicité** : Certains produits de polymérisation ou de dégradation peuvent être toxiques pour l'environnement ou pour les personnes qui entrent en contact avec eux. [25]

7.2.2.3 Les mesures de sécurité à prendre dans ce cas :

Pour assurer la sécurité dans un réacteur de polymérisation utilisant de l'éthylène, de l'isobutane, de l'hexène et un catalyseur à base de chrome comme charges, quelques mesures de sécurité importantes sont prises en considération :

- **Formation continue du personnel** : il faut que le personnel soit correctement formé sur les procédures de sécurité, la manipulation des produits chimiques, l'utilisation des équipements de protection individuelle (EPI), et la réponse aux situations d'urgence.
- **Surveillance continue du processus** : l'utilisation des systèmes de contrôle automatisés pour surveiller en temps réel les paramètres du processus, tels que la température, la pression, le débit des réactifs et la concentration des produits, en mettant en place des alarmes pour signaler les écarts par rapport aux conditions normales de fonctionnement.
- **Systèmes de détection et d'extinction des incendies** : l'installation des détecteurs de fumée, de chaleur et de gaz pour détecter les incendies ou les fuites de gaz, en assurant que des systèmes d'extinction automatique, tels que des systèmes d'extinction par mousse, sont en place pour éteindre les incendies rapidement en cas de besoin.
- **Procédures d'urgence et plans d'évacuation** : mettre en œuvre des procédures d'urgence détaillées pour répondre aux incidents tels que les incendies, les fuites de gaz ou les réactions incontrôlées.
- **Maintenance préventive et inspections régulières** : Effectuer régulièrement des inspections et une maintenance préventive de l'équipement pour détecter et corriger les problèmes potentiels avant qu'ils ne deviennent des dangers pour la sécurité. [27]

7.2.3 L'activateur du catalyseur :

7.2.3.1 Les risques associés à cette zone :

Le processus de conversion du Cr^{3+} en Cr^{6+} implique certains risques potentiels, notamment en termes de santé et de sécurité : [28]

- **Risques pour la santé** : Le chrome hexavalent (Cr^{6+}) est considéré comme étant hautement toxique pour les humains. L'inhalation de vapeurs ou de poussières de Cr^{6+} peut provoquer des problèmes respiratoires, des irritations des voies respiratoires, voire des cancers du poumon. Le contact cutané avec du Cr^{6+} peut causer des brûlures et des ulcères.
- **Risques environnementaux** : Le Cr^{6+} est également nocif pour l'environnement. Les déversements de Cr^{6+} dans l'eau ou le sol peuvent contaminer les écosystèmes aquatiques et terrestres, affectant ainsi la faune et la flore locale. Les effets à long terme de cette contamination peuvent être graves, perturbant les chaînes alimentaires et entraînant une diminution de la biodiversité.

- **Risques d'incendie et d'explosion** : Certains composés de chrome, notamment le Cr^{6+} , peuvent être inflammables dans certaines conditions. Par conséquent, il est important de manipuler ces substances avec prudence pour éviter tout risque d'incendie ou d'explosion.
- **Risques liés à la manipulation des réactifs** : Outre les risques spécifiques associés au Cr^{6+} , la manipulation des réactifs utilisés pour la conversion du Cr^{3+} en Cr^{6+} peut également présenter des dangers. Certains réactifs peuvent être corrosifs, toxiques ou réactifs avec d'autres substances.

7.2.3.2 Mesures de sécurité :

Pour garantir la sécurité lors de la manipulation du Cr^{3+} et de sa conversion en Cr^{6+} , voici quelques mesures à prendre :

- **Formation et sensibilisation** : le personnel impliqué dans la manipulation des substances chimiques est correctement formé sur les risques associés au Cr^{6+} et aux autres réactifs utilisés, en les sensibilisant aux bonnes pratiques de manipulation, aux procédures d'urgence et aux équipements de protection individuelle nécessaires.
- **Équipement de protection individuelle (EPI)** : assuré que le personnel porte les équipements de protection individuelle appropriés, tels que des gants en nitrile, des lunettes de sécurité, une blouse de laboratoire et des chaussures fermées, et assurer que ces EPI sont de bonne qualité et en bon état.
- **Stockage approprié** : les produits chimiques sont stockés dans des contenants étiquetés et adaptés à leur nature, loin des sources de chaleur, des flammes nues et des produits incompatibles et en assurant que les zones de stockage sont bien ventilées et correctement sécurisées pour empêcher l'accès non autorisé. [28]



Figure 7.2-5: équipement de protection individuelle [28]

7.3 Etude du cas de la nouvelle installation de récupération des BOG d'éthylène :

7.3.1 Classement des charges :

7.3.1.1 L'éthylène :

L'éthylène est classé dans la catégorie A des hydrocarbures, caractérisée par une pression absolue de vapeur supérieure à 1 bar à 15°C. Il est ensuite classé dans le groupe A1 de cette catégorie, ce qui indique qu'il est maintenu sous forme liquide à une température inférieure à 0°C. [24]

7.3.1.2 Le propane :

Le propane, en tant qu'hydrocarbure, est classé dans la catégorie A, regroupant les composés ayant une pression absolue de vapeur supérieure à 1 bar à 15°C. Par la suite, il est répertorié dans la catégorie A2 de cette classification, qui inclut les hydrocarbures liquéfiés dans des conditions différentes de celles de la catégorie A1. Dans cette dernière, les hydrocarbures sont maintenus sous forme liquide à une température inférieure à 0°C. [24]

7.3.2 Type de la zone :

Selon la réglementation ATEX, la zone où se trouvent un compresseur et un échangeur de chaleur est classée dans **la zone 0**.

La zone 0 est un emplacement où une atmosphère explosive est présente en permanence ou pendant de longues périodes (à plus de 1000 heures par an), ou fréquemment. Cela souligne le niveau élevé de risque associé à ces zones et l'importance de mettre en place des mesures de sécurité rigoureuses pour protéger les travailleurs et les installations contre les dangers potentiels d'explosion et d'incendie. [24]

7.3.3 Identification des risques liés aux équipements principaux :

7.3.3.1 Les compresseurs :

7.3.3.1.1 Identification des risques :

Malgré l'utilité incontestable de ces compresseurs, ils présentent également certains risques potentiels dans les installations industrielles. Ces risques incluent : [29]

- **Les fuites de gaz comprimé** : L'éthylène est un gaz inflammable qui peut s'enflammer spontanément lorsqu'il se présente une fuite.
- **Risques d'explosions** : dues à une résistance insuffisante des matériaux ou à une surpression excessive, ou à l'auto-inflammation de l'huile de lubrification pendant la compression ou bien en raison de décharges électrostatiques.
- **Risques d'incendies** : qui sont causés par des courts-circuits électriques, des températures élevées du gaz d'éthylène comprimé.
- **Risques de collisions** : Les compresseurs peuvent être des environnements encombrés avec des obstacles tels que des tuyaux, des câbles ou d'autres équipements. De plus, un éclairage insuffisant peut rendre difficile la visualisation de ces obstacles, augmentant ainsi le risque de collisions pour les travailleurs qui se déplacent autour du compresseur.
- **Risques de contact électrique** : Les compresseurs utilisent souvent des systèmes électriques pour fonctionner, ce qui peut présenter un risque de contact électrique pour les travailleurs. Des câbles endommagés, des connexions défectueuses ou une mauvaise

isolation électrique peuvent tous contribuer à des incidents électriques potentiellement dangereux.

- **Nuisances sonores et vibrations environnementales** : les compresseurs peuvent produire des niveaux élevés de bruit et de vibrations, ce qui peut être nocif pour la santé des travailleurs s'ils y sont exposés de manière prolongée. Les niveaux sonores élevés peuvent causer des problèmes d'audition et de stress, tandis que les vibrations peuvent entraîner des troubles musculo-squelettiques et d'autres problèmes de santé. [29]

7.3.3.1.2 Mesures de sécurité :

L'utilisation sécuritaire d'un compresseur exige une série de mesures de sécurité à appliquer afin de prévenir les accidents et d'assurer le bon fonctionnement de l'équipement. Ces mesures garantissent que le personnel travaille dans un environnement sûr et que l'équipement fonctionne de manière optimale. Voici les principaux points à prendre en compte pour assurer la sécurité lors de l'utilisation d'un compresseur :

- **Qualification du personnel** : L'équipement doit être manipulé uniquement par du personnel qualifié et formé. Cela garantit une manipulation adéquate du compresseur, réduisant ainsi les risques d'accidents dus à une mauvaise utilisation ou à un manque de connaissance des procédures de sécurité.
- **Révisions périodiques** : Il est impératif de vérifier régulièrement que les révisions périodiques obligatoires ont été effectuées conformément aux recommandations du fabricant. Ces révisions assurent le bon état de l'équipement, identifient les éventuels problèmes et permettent de les corriger avant qu'ils ne deviennent des sources de danger.
- **Dispositifs de sécurité** : Avant toute utilisation, il est essentiel de s'assurer que l'équipement est équipé de dispositifs limitant la pression et de soupapes de sécurité fonctionnelles. Ces dispositifs sont essentiels pour prévenir les surpressions et les accidents liés à une augmentation excessive de la pression dans le système.
- **Mise à terre et interrupteurs différentiels** : Vérifier que l'équipement est correctement mis à la terre pour éliminer les risques d'électrocution. Les interrupteurs différentiels sur le circuit d'alimentation sont également essentiels pour détecter et prévenir les fuites de courant, garantissant ainsi un environnement de travail sécuritaire.
- **Contrôle de la température** : Assurer que l'équipement dispose de systèmes de contrôle et de régulation de la température du gaz à la sortie de la chambre de combustion. Ces contrôles garantissent le bon fonctionnement de l'équipement et préviennent les risques de surchauffe ou de dysfonctionnement liés à des températures excessives.
- **Installation d'éclairage** : L'installation de l'équipement doit être correctement signalée et un éclairage adéquat doit être aménagé pour assurer une visibilité optimale autour du compresseur. Cela permet de réduire les risques de collisions et de faciliter les interventions en cas d'urgence.
- **Emplacement et ancrage** : L'équipement doit être installé dans des endroits de préférence isolés et correctement ancré, en respectant les distances de sécurité avec les parois et les colonnes. Cela garantit la stabilité de l'équipement et réduit les risques de dommages structurels ou de chute dus à une installation inappropriée. [29]

7.3.3.2 L'échangeur de chaleur :

7.3.3.2.1 Risques liés à l'utilisation d'un échangeur de chaleur :

L'utilisation d'un échangeur de chaleur comporte certains risques potentiels, en fonction des caractéristiques des fluides en circulation, des conditions opérationnelles et de la conception de l'équipement. Voici quelques risques courants associés à l'utilisation d'échangeurs de chaleur :

- **Risque de brûlures et de chocs thermiques :** Étant souvent en contact avec des fluides à haute température, les travailleurs encourent le risque de brûlures lors de l'entretien, de la maintenance ou en cas de fuites. De plus, les variations brusques de température peuvent endommager les équipements et provoquer des accidents.
- **Exposition aux produits chimiques :** Certains échangeurs de chaleur renferment des fluides corrosifs ou toxiques, ce qui nécessite une sensibilisation des travailleurs aux dangers associés ainsi que l'adoption de mesures de protection.
- **Risques mécaniques :** Les pièces mobiles comme les vannes, les joints et les conduites des échangeurs de chaleur comportent un risque de mauvais fonctionnement ou de défaillance, pouvant entraîner des accidents mécaniques tels que des pincements, des coupures ou des écrasements.
- **Risque de pollution environnementale :** Les fuites ou déversements de fluides issus des échangeurs de chaleur peuvent contaminer les sols, les eaux ou l'air environnant.
- **Incendies et explosions :** Les échangeurs de chaleur, particulièrement dans des zones à risque, peuvent être sujets à des incendies ou des explosions, notamment en présence de fluides inflammables ou de gaz sous pression. Il est essentiel d'installer des systèmes de détection et de lutte contre l'incendie pour prévenir de tels incidents. [30]

7.3.3.2.2 Les mesures de sécurité à prendre :

Afin d'éviter tous ces risques, il est essentiel de maintenir une culture de sécurité au sein de l'organisation, et prendre en considération les mesures suivantes : [30]

- Formation adéquate des travailleurs sur les procédures de sécurité lors de la manipulation des échangeurs de chaleur et des fluides chauds.
- Utilisation d'équipements de protection individuelle (EPI) tels que des gants résistants à la chaleur, des vêtements de protection et des lunettes de sécurité.
- Mise en place de procédures de contrôle des températures et de gestion des chocs thermiques pour éviter les variations brutales de température.
- Inspection régulière des pièces mobiles des échangeurs de chaleur pour détecter tout signe de défaillance ou d'usure.
- Installation de dispositifs de protection tels que des capots de protection et des barrières pour réduire les risques de pincements, de coupures ou d'écrasements.
- Mise en place de systèmes de surveillance des fuites et des déversements pour détecter rapidement tout incident.
- Utilisation de dispositifs de confinement des fluides et de récupération des déversements pour limiter leur propagation.
- Formation des travailleurs sur les procédures d'intervention d'urgence en cas de fuite ou de déversement afin de minimiser les dommages environnementaux, ainsi que sur l'utilisation des équipements de lutte contre l'incendie et les procédures d'évacuation.

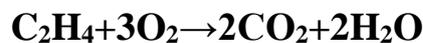
- Installation de systèmes de détection d'incendie et de gaz pour détecter rapidement tout début d'incendie ou de fuite de gaz.
- Mise en place de systèmes d'extinction automatique tels que des sprinklers ou des systèmes de suppression des gaz pour contrôler les incendies. [30]

7.4 L'impact environnemental de la nouvelle installation de récupération des BOG d'éthylène :

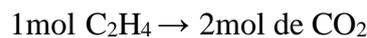
La mise en place de la nouvelle unité de liquéfaction de l'éthylène au sein du complexe CP2K représente une avancée sur le plan écologique. En analysant les impacts environnementaux, plusieurs points essentiels ressortent, en particulier en ce qui concerne la réduction des émissions de gaz à effet de serre (GES).

7.4.1 Calcul de la quantité de CO₂ générée lors du torchage de la charge d'éthylène :

- L'éthylène (C₂H₄) brûle selon la réaction suivante :



En effet :



- Calculer les moles d'éthylène torchés :

En moyenne le CP2K torche 8tonnes/jour de la charge d'éthylène.

Nombre de moles d'éthylène dans 8 tonnes d'éthylène :

$$8\,000\text{ kg} \times 1\,000\text{ g/kg} / 28\text{ g/mol} = \mathbf{285\,714.29\text{ mol/jour}}$$

- Calculer les moles de CO₂ produites :

$$\text{Nombre de moles de CO}_2 \text{ produites : } 285\,714.29\text{ mol} \times 2 = \mathbf{571\,428.57\text{ mol/jour}}$$

- Calculer la masse de CO₂ produite :

Masse de CO₂ produite :

$$571\,428.57\text{ mol} \times 44\text{ g/mol} = \mathbf{25\,142\,857.08\text{g} = 25.14\text{tonnes de CO}_2\text{/jour}}$$

7.4.2 Calcul de la taxe carbone :

Définition :

La taxe carbone, mise en place en France en 2014, concerne les émissions de CO₂ rejetées. Elle vise à réduire les émissions polluantes en imposant une taxe aux pollueurs, en réponse aux enjeux du réchauffement climatique. Faisant partie des taxes intérieures de consommation, elle a un effet contraignant pour dissuader les émissions de dioxyde de carbone. [31]

Calcul de la taxe carbone :

Elle est calculée en fonction du prix par tonne de carbone fixé par le gouvernement, montant qui a évolué depuis sa création en 2014. Depuis 2019, la taxe reste stabilisée à 44,6 € pour une tonne de CO₂ équivalent de 6507.586 DA. [31]

Pour une journée : $25.14 \times 6507.586 = 163600.712 \text{DA/jour}$

7.4.3 Calcul du crédit carbone :

Définition :

Le crédit carbone est une méthode d'équivalence employée pour lutter contre le changement climatique. En réponse aux engagements internationaux, notamment le Protocole de Kyoto et l'Accord de Paris de 2015, qui visent à réduire les émissions de gaz à effet de serre (GES), ce mécanisme joue un rôle important dans la compensation des émissions résiduelles. [32]

Les entreprises peuvent acheter des crédits carbones directement auprès des porteurs de projets ou via des intermédiaires spécialisés qui disposent d'un portefeuille de crédits carbone, sans être impliqués dans la mise en œuvre des projets. Le prix moyen d'un crédit carbone se situe entre 10€ et 500€ la tonne de CO₂. [33]

Calcul pour notre cas :

- Crédit carbone = réduction d'émissions en tonne de CO₂.
- Réduction annuelle = 9176.1tonnes/an.
- Le crédit carbone pour cette période est de **9176.1**

Avantage du crédit carbone :

- Les entreprises peuvent réduire les coûts associés aux taxes sur les émissions de CO₂ ou éviter des pénalités pour non-conformité en utilisant des crédits carbones.
- Les entreprises qui réduisent leurs émissions peuvent vendre leurs crédits carbones sur le marché, générant ainsi des revenus supplémentaires. [33]

Conclusion :

. En capturant et en reliquéifiant les BOG par la nouvelle unité proposé, cette technologie permet de diminuer les émissions de gaz à effet de serre, tout en optimisant l'efficacité des ressources utilisées.

D'un point de vue financier, cette réduction des émissions se traduit par une baisse significative de la taxe carbone, actuellement fixée à 163600.712 DA par jour, engendrant des économies notables pour le complexe. Par ailleurs, la diminution des émissions nous permet de générer des crédits carbones, qui peuvent être utilisés pour compenser d'autres émissions ou être commercialisés, créant ainsi une source de revenu supplémentaire.

En conclusion, cette initiative illustre notre engagement envers le développement durable, tout en renforçant notre position concurrentielle sur le marché.

Conclusion

Le présent travail est consacré à l'étude technico-économique de la récupération des vapeurs d'éthylène générées par Boil-off au complexe pétrochimique Skikda CP2K. Dans ce complexe le fluide est stocké sous forme liquide à une température de -104°C et à la pression atmosphérique dans un réservoir de stockage cryogénique d'une capacité de 12 000 tonnes.

En raison du fait que le réservoir de stockage ne peut pas être parfaitement isolé, des phénomènes de transfert de chaleur se produiront entre l'environnement extérieur et l'intérieur du réservoir de stockage. Cet échange de chaleur entraîne une augmentation de la température interne du réservoir de stockage et par conséquent de la température de l'éthylène liquide, provoquant son évaporation partielle et la génération d'une pression importante sur la paroi interne du réservoir de stockage, ce qui met en danger l'intégrité du réservoir de stockage. Pour remédier à ce risque technologique, une purge évacue le gaz d'éthylène vers une torche où il sera brûlé, ce qui entraînera une perte économique en plus de l'impact écologique.

En parcourant l'état de la technique sur le sujet, il est prouvé que même le phénomène de vaporisation était connu depuis des décennies. Outre le GNL, il n'y avait aucune enquête approfondie sur le système de re-liquéfaction de l'éthylène. Récemment, l'intérêt du procédé de re-liquéfaction par évaporation de l'éthylène a été soulevé, probablement en raison des préoccupations économiques liées à la combustion de matières premières coûteuses, mais aussi, la prise de conscience écologique par le gouvernement en imposant des taxes.

Il convient donc de définir une unité de liquéfaction pour la récupération des vapeurs d'éthylène. L'installation conçue doit assurer la récupération des vapeurs d'éthylène en les renvoyant dans le réservoir de stockage.

L'analyse technique a permis de modéliser les processus complexes du boil off d'éthylène, en identifiant les points critiques et en proposant des solutions efficaces pour minimiser les pertes et améliorer l'efficacité opérationnelle. Ces simulations ont été essentielles pour valider les approches proposées et pour garantir la faisabilité technique du projet grâce au logiciel Hysys.

Afin de tester la rentabilité de l'usine de liquéfaction proposée, une analyse économique a été réalisée pour évaluer les impacts financiers du projet, en mettant en lumière des indicateurs clés tels que la période de récupération et la valeur actuelle nette (NPV). Ces résultats ont confirmé la rentabilité du projet sur le long terme, soulignant ainsi son attrait pour les investisseurs et les parties prenantes.

Les résultats obtenus sont positifs et encourageants, confirmant la pertinence de notre approche pour résoudre ce défi industriel majeur. Nous avons démontré la capacité de notre méthode à optimiser la récupération de l'éthylène, réduisant ainsi les pertes et améliorant l'efficacité opérationnelle globale.

Référence bibliographique

- [1] I. A.Slimani, «recuperation de l'ethylene non reagi au CP2K,» ecole IAP Boumerdes, 2013.
- [2] M.MOUKHTARI, « technical and economic study of a new installation ethylene boil off recovery in the complex PC2K,» 2020.
- [3] «polymere:qu'est ce que c'est?,» [En ligne].
- [4] S. K.Djoumad, «optimisation des parametres operatoires de la colonne de purification d'isobutane de recyclage au CP2K,» 2013.
- [5] «Roumaplast:mecanisme de la polymerisation catalytique,structure cristalline,» 2017. [En ligne].
- [6] D. C. yassine, *cours les polymers*, Tissemsilt, octobre 2020.
- [7] «polymeres,» [En ligne].
- [8] R. J.P schraff, chimie industrielle, MASSON paris Milan Barcelone, 1995, pp. 576-584.
- [9] «procede de polymerisation-,» [En ligne].
- [10] T. HAMEIDE, «polymerisation en suspension,» 10 septembre 2017. [En ligne].
- [11] «my maxicours:les polymers,» [En ligne].
- [12] «descriptif du complexe CP2K: production de polyethylene».
- [13] «manuel operatoire,» 2001.
- [14] «Presentation of the petrochemical plant of Sonatrach».
- [15] «Fiche technique polyethylene haute densité».
- [16] «Guide des gaz :ethylene,» [En ligne].
- [17] *schema de procédé PFD , section stockage d'ethylene CP2K.*
- [18] «evaluation des pertes de gaz dans un bac cryogenique».
- [19] G. L. L. C. A. Chauvel, Procédés de pétrochimie, Technip, 1985..
- [20] T.Bentetraoui, «etude de processus de separation des gaz de l'air».
- [21] P.Wuithier, le petrole:Raffinage et genie chimique, institut francais du petrole.
- [22] «Méthode d'actualisation des flux de trésorerie disponibles, DCF,» [En ligne].
- [23] «prevention contre les risques d'incendies et d'explosions,» 25/04/2005.

- [24] «prevention et précaution contre le risque d'incendie et explosion-zone classée,» 11/09/2006.
- [25] «prevention et precaution contre le risque d'incendie et explosion-detection incendie,» 06/02/2009.
- [26] «moyens fixes:mousses,» novembre 2009.
- [27] «risques professionnels-risques chimiques et santé,» 23/01/2007.
- [28] «fiche de données de securité:chrome,» 12 2022. [En ligne].
- [29] «Manuel de sécurité ISASTUR,» 2010.
- [30] P. CLEMENT, «Echangeurs de chaleur- Problèmes de fonctionnement,» Techniques d'ingénieur, 26 avr.2021.
- [31] «tout savoir sur la taxe carbone:calcul, fonctionnement et montant,» [En ligne].
- [32] «Définition et bonne utilisation du « Crédit carbone »,» [En ligne].
- [33] «Crédit Carbone : Définition et Fonctionnement,» 12 3 2024. [En ligne].
- [34] «safety culture,» 09 02 2024. [En ligne].