

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي



UNIVERSITE BADJI MOKHTAR - ANNABA
BADJI MOKHTAR – ANNABA UNIVERSITY

جامعة باجي مختار - عنابة

FACULTE : TECHNOLOGIE
DEPARTEMENT: GÉNIE DES PROCÉDES
DOMAINE : SCIENCES ET TECHNOLOGIES
FILIERE : INDUSTRIES PETROCHIMIQUES
SPECIALITE : GENIE PETROCHIMIQUE

Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master

Thème:

Valorisation de l'éthylène non réagi au niveau de l'unité
de production de PEHD (CP2K)- SONATRACH- SKIKDA

Présenté par :

Aoulmi Imane

Drici Mourad Ahmed Chakib

Encadrant : *Saoudi Fethi*

MAA

BADJI MOKHTAR ANNABA

Jury de Soutenance:

Kermiche mesaoud	MCB	Badji Mokhtar ANNABA	Président
Saoudi Fethi	MAA	Badji Mokhtar ANNABA	Encadrant
Toubal abedlaaziz	Pr	Badji Mokhtar ANNABA	Examineur

Année Universitaire: 2022/2023

Dédicace



Nous dédions ce travail :

À nos très chers parents, sources inépuisables d'amour et de tendresse



En reconnaissance

Des sacrifices consentis avec dévouement

Pour notre éducation et notre formation.

A nos amis et à toutes nos familles ainsi Qu'à tous ceux qui nous sont chers,

Veillez trouver ici le symbole de l'amour Et l'intime attachement

Que vous nous portez.

I.Aoulmi et Ch. Drici





Remerciement

***Nous remercions dieu le tout puissant de nous avoir
Donné la force et de nous avoir accordé la patience
pourAchever ce travail.***

***Nous remercions tous ceux qui nous ont aidés à faire
Ce travail.***

***Surtout, Dr. Saoudi Fethi notre encadreur, pour sa patience,
Ses conseils et sa disponibilité tout au long de cette
Recherche, son soutien et la pertinence de ces remarques.***

***Un grand merci à Monsieur Ferkous Hamza,
Les ingénieurs, les opérateurs, les tableautistes et tout le personnel de
CP2Kpour leur collaboration active à la réalisation de ce mémoire.***

***Nous remercions les membres du jury qui nous feront l'honneur
De juger notre travail.***

***On adresse nos gratitudes à nos familles et nos belles familles « Parents,
Sœurs & frères » pour Leur patience,
Compréhension, encouragement, aide et soutien***

***Mes amis pour leur soutien moral et leurs aides, ainsi que tous ce
quiM'avaient soutenu et aidé tout au long de ce travail.***

Merci.



Résumé

Le polyéthylène à haute densité (PEHD) est produit à partir d'éthylène comme matière première. L'éthylène est utilisé avec un débit de 23 190 kg/h, avec un taux de conversion pouvant atteindre 96%. Cela signifie qu'il y a une quantité d'éthylène non réagi estimée à 927,6 kg/h, envoyée à la torche sous forme de déchets gazeux.

Le but de cette étude est de proposer une solution pour la récupération de l'éthylène non réagi au niveau l'unité de production du PEHD (CP2K), afin de le valoriser plutôt que de le brûler.

Dans le cadre de notre étude, nous avons développé une proposition pour la récupération de l'éthylène non réagi. Cette proposition consiste en une distillation cryogénique. Pour ce faire, nous avons utilisé le simulateur ASPEN HYSYS afin de simuler et proposer une section comprenant un compresseur, une colonne de distillation équipée d'un condenseur et d'un rebouilleur. La colonne fonctionne dans un intervalle de pression allant de 28,5 à 29,6 kg/cm², avec des températures de -85 °C dans la partie supérieure et -12 °C dans la partie inférieure, permettant de récupérer 97,9% de l'éthylène non réagi.

L'implantation de cette colonne de distillation présente d'après l'étude technico-économique un avantage important pour l'unité de production de PEHD (CP2K) car elle est très rentable de tous côtés.

ملخص

البولي إيثيلين عالي الكثافة (PEHD) يتم إنتاجه من الإيثيلين كمادة خام.

يتم استخدام الإيثيلين بمعدل 23190 كج/ساعة، بنسبة تحويل قد تصل إلى 96%. وهذا يعني أن هناك كمية مقدرة من الإيثيلين غير المتفاعل تصل إلى 927.6 كج/ساعة، وترسل إلى المحرقة كنفائات غازية.

هدف هذه الدراسة هو اقتراح حل لاسترداد الإيثيلين غير المتفاعل على مستوى وحدة إنتاج (PEHD (CP2K)، لتتمينه بدلاً من حرقه.

في إطار دراستنا، قمنا بتطوير اقتراح لاسترداد الإيثيلين غير المتفاعل. يتألف هذا الاقتراح من التقطير البارد. للقيام بذلك، استخدمنا برنامج ASPEN HYSYS لمحاكاة واقتراح قسم يتضمن ضاغطاً و عمود التقطير المجهزة بمكثف ومبخر. تعمل الع في نطاق ضغط يتراوح بين 28.5 و 29.6 كج/سم²، مع درجات حرارة تبلغ - 85 درجة مئوية في الجزء العلوي و - 12 درجة مئوية في الجزء السفلي، مما يتيح استرداد 97.9% من الإيثيلين غير المتفاعل وفقاً للدراسة التكنولوجية والاقتصادية، تشكل تنفيذ عمود التقطير ميزة هامة لوحدة إنتاج (PEHD (CP2K) حيث يكون مربحاً جداً من جميع الجوانب.

Abstract

High-density polyethylene (HDPE) is produced from ethylene as the raw material. Ethylene is used at a rate of 23,190 kg/h, with a conversion rate of up to 96%. This means that there is an estimated quantity of 927.6 kg/h of unreacted ethylene, which is sent to the flare as waste gas.

The aim of this study is to propose a solution for recovering the unreacted ethylene at the HDPE production unit (CP2K) in order to valorize it rather than burning it.

As part of our study, we have developed a proposal for the recovery of unreacted ethylene. This proposal consists of cryogenic distillation. To do this, we used the ASPEN HYSYS simulator to simulate and propose a section comprising a compressor, a distillation column equipped with a condenser and a reboiler. The column operates in a pressure range of 28.5 to 29.6 kg/cm², with temperatures of -85 °C in the upper part and -12 °C in the lower part, allowing for the recovery of 97.9% of the unreacted ethylene. According to the techno-economic study, the implementation of this distillation column presents a significant advantage for the HDPE production unit (CP2K) as it is highly profitable from all aspects.

Sommaire

Liste des équipements	
Liste des tableaux	
Listes des figures	
Introduction générale.....	1
Chapitre I: présentation de complexe CP2K et généralité sur les polyéthylènes	
Introduction	3
I.1.Présentation du complexe CP2K	3
I.1.1.Historique	3
I.1.2 Implantation de l'usine.....	3
I.1.3 Présentation de l'usine	4
I.1.4. Découpage du complexe	5
I.1.5. Organigramme de CP2K	6
I.1.6. Les grades de PEHD produits au niveau de CP2K	10
I.2.Généralité sur les polyéthylènes	11
I.2.1. Définition des polymères.....	11
I.2.2. Définition des monomères	12
I.2.3. Définition de polymérisation	12
I.2.4. Synthèse des polymères	13
I.2.4.1. polymérisation par étape ou polycondensation	13
I.2.4.2. polymérisation en chaine	14
I.2.5. Application des polymères	14
I.2.6. Définition des polyéthylènes.....	15
I.2.7. Différent types de polyéthylènes	16
I.2.7.1. Polyéthylène basse densité PEBD.....	16
I.2.7.2. Polyéthylène Haute densité PEHD	17
I.2.8. Les voies de fabrication du polyéthylène haute densité.....	17
I.2.8.1. polymérisation catalysée par un oxyde métallique	18

I.2.8.2. polymérisation de type Ziegler-Natta.....	19
I.2.9. les Propriétés du PEHD	20
I.2.10. Caractéristiques du PEHD	21
I.2.11. Les avantages et les inconvénients	22
I.2.12. Domaines d’application du PEHD.....	22
I.2.13. Le cycle de vie du PEHD	23
I.2.14 Le recyclage du PEHD	23
Conclusion.....	23

Chapitre 2 : Procédé de fabrication de polyéthylène de haute densité (PEHD)

Introduction	25
II.1. Principe du procédé Phillips	25
II.1.1 Les matières premières utilisées.....	26
II.1.2. Autres Additifs au réacteur	27
II.1.3. Les conditions opératoires de la réaction de polymérisation	27
II.2.Préparation et traitement des matières premières.....	28
II.2.1. Traitement de l’éthylène	28
II.2.2. Traitement d’hexéne	34
II.2.3. Traitement de l’isobutane	35
II.2.4.Traitement d’hydrogène	37
II.2.5. activation du catalyseur	38
II.3.Le réacteur et la zone de purification et de récupération	40
II.3.1. le réacteur et son alimentation	40
II.3.1.1.Système d’additifs et scavenger au réacteur	41
II.3.2.Pattes de décantation de la poudre	43
II.3.3 purification et récupération du gaz de recyclage	44
II.3.4. récupération des gaz de purge	45
II.3.5. Transport pneumatique et de finition	46
Conclusion	48

Chapitre III : Partie pratique

Introduction	49
III.1. Présentation du simulateur HYSYS.....	49

III.2. Le choix du modèle thermodynamique	49
III.2.1. Validation du modèle	50
III.3. Démarche pour la simulation	51
III.3.1. Simulation de la section de purification	51
III.3.2. Comparaison des résultats entre le cas design et le cas simulé	54
III.3.3. Simulation de la section de récupération de l'éthylène non réagi	55
III.4. Récupération par distillation cryogénique.....	57
III.4.1. Simulation de la section cryogénique	57
III.4.2. Interprétation des profils de la colonne	60
III.4.3. Interprétation des résultats.....	64
III.5. Étude technico-économique.....	64
III.5.1. Cout d'investissement	65
III.5.2. Calcul de la recette	65
III.5.3. Calcul du bénéfice imposable.....	66
III.5.4. les critères de choix d'investissement	67
III.6. La durée de récupération	68
Conclusion	69
Conclusion générale.....	71

Liste des équipements

Le nom d'équipement	L'équipement
Les colonnes et les ballons de séparation	
950-101	Réacteur d'élimination d'acétylène
950-103	Réacteur d'élimination d'oxygène
950-104 A/B	Réacteur d'élimination de monoxyde de carbone
950-105	Séparateur du refroidisseur d'éthylène au sécheur
950-106 A/B	Réacteur d'élimination de dioxyde de carbone
950-107 A/B	Réacteur sécheur de l'éthylène
950-151	Pot d'addition d'antistatique
950-111	Colonne de dégazage d'hexène
950-114	Traiteur d'élimination de l'eau de l'hexène
950-461	Réservoir de stockage de l'hexène
950-112	Réservoir d'alimentation d'hexène
950-125 A/B	Sécheur d'isobutane de recyclage
950-176	Réservoir de stockage de l'isobutane de recyclage
950-122	Réservoir d'alimentation de l'isobutane brut
950-132 A/B	Sécheur d'hydrogène
950-160 A/B/C/D/E/F	Pattes de décantation de réacteur
950-155	Réacteur
950-161	Chambre de flash
950-162	Chambre de flash alternatif
950-173	Colonne de purification de l'isobutane
950-174	Accumulateur de colonne de recyclage
950-175	Colonne d'évent de recyclage
950-176	Réservoir de stockage de l'isobutane de recyclage
Les Filtres	
350-133	Filtre d'hydrogène
350-102	Filtre d'éthylène au réacteur

350-121	Filtre d'isobutane brut
350-122	Filtre d'isobutane au réacteur
350-131	Filtre d'hydrogène traité
350-161	Cyclone de fines de chambre de flash
350-162	Filtre à manche de chambre de flash
350-171	Filtre de garde de gaz recyclage
340-162	Vanne rotative filtre à manche colonne de purge
Les pompes	
670-463	Pompe d'alimentation d'héxène au dégazeur
670-111	Pompe d'héxène au sécheur
670-461	Pompe d'alimentation d'isobutane au dégazeur
670-121	Pompe d'isobutane brut au sécheur
670-172 A/B	Pompe d'isobutane de recyclage au sécheur
670-155	Pompe réfrigération du réacteur
670-171 A/B	Pompe de reflux à la colonne de recyclage
Les compresseurs	
160-101	Compresseur d'éthylène
160-181	Compresseur de propane
160-171	Compresseur de gaz de recyclage
Les échangeurs de chaleur	
410-101	Réchauffeur d'éthylène
410-103	Refroidisseur d'éthylène au sécheur
410-111	Condenseur colonne dégazage d'héxène
410-112	Rebouilleur colonne dégazage d'héxène
410-113	Refroidisseur d'héxène au sécheur
410-121	Condenseur colonne de dégazage de l'isobutane brut
410-122	Rebouilleur colonne de dégazage de l'isobutane brut
410-123	Refroidisseur d'isobutane brut
410-176	Refroidisseur de l'extraction latérale de la colonne de Recyclage

410-177	Refroidisseur de l'isobutane de recyclage au sécheur
410-171	Refroidisseur inter-étage du compresseur de gaz de recyclage
410-172	Rebouilleur colonne de recyclage
410-173	Condenseur colonne de recyclage
410-174	Condenseur colonne d'évent d'éthylène

Liste des Tableaux

Tableau	Titre
I.1	Les différents grades du PEHD produits au niveau De CP2K et ses utilisations
I.2	Les différents types de polyéthylène
I.3	Les différentes utilisations de polyéthylène
II.1	Les caractéristiques chimiques et physiques du catalyseur R3-15
II.2	Composition de l'éthylène après traitement
II.3	Composition de l'hexène après traitement
II.4	Composition de l'isobutane après traitement
II.5	Composition de l'hydrogène après traitement
III.1	Domaine d'application des modèles PR et SRK
III.2	Les conditions opératoires réelles utilisées pour la simulation
III.3	Condition de la colonne de purification
III.4	Composition de la charge entrante dans la colonne 950-173
III.5	Comparaison des paramètres de sortie de tête dela colonne 950-175 entre le cas design et le cas simulé
III.6	Comparaison des paramètres de sortie de tête dela colonne 950-175
III.7	Composition des incondensables et de l'éthylène récupéré.
III.8	Les paramètres de fonctionnement ducondenseur et du rebouilleur
III.9	Calcul de la recette.
III.10	Résultats des paramètres économiques

Listes des figures

Figure	Titre
I.1	Schéma montrant l'implantation de l'unité de production de PEHD
I.2	Organigramme du complexe CP2K
I.3	Les principales installations de l'unité CP2K
I.4	Molécule de polyéthylène
I.5	Structure de polyéthylène basse densité PEBD
I.6	Structure de polyéthylène haute densité PEHD
I.7	Structure d'un catalyseur de type oxyde de métal
I.8	Mécanisme de polymérisation par catalyse D'oxyde de chrome
I.9	Structure d'un catalyseur de type Ziegler-Natta
I.10	Mécanisme de polymérisation par catalyse Ziegler-Natta
II.1	Diagramme du procédé Phillips pour la production de PEHD
II.2	Procédé de traitement d'Éthylène
II.3	Traitement d'hexène
II.4	Système de dégazage de l'isobutane Brut
II.5	Procédé de traitement de l'isobutane recyclé
II.6	Procédé de Traitement de l'hydrogène
II.7	Procédé de l'activation du catalyseur
II.8	Procédé de polymérisation
II.9	Les alimentations du réacteur
II.10	Diagramme de purification et récupération des gaz de purge et de recyclage
II.11	Colonne de purification de l'isobutane
II.12	Système de récupération de polymère
II.13	Les silos de stockage de la poudre, granulé
II.14	Principaux compartiments de l'extrudeuse
II.15	Stockage de produit fini
III.1	PFD de la section de purification de l'IBR
III.2	Schéma de la colonne < Short Cut >

III.3	Paramètres de la colonne < Short Cut >
III.4	Résultats de la colonne < Short Cut >
III.5	Diagramme de la colonne de récupération d'éthylène
III.6	Profil des pertes de charge (bar), le long de la colonne
III.7	Profil de température(C°), en fonction du numéro de plateau
III.8	Profil de la fraction molaire des légers, H ₂ , N ₂ , C ₁ , le long de la colonne
III.9	Profil de la fraction molaire de l'éthylène dans les Deux phases liquides et les vapeurs le long de la colonne
III.10	Schéma de la simulation de la section de Récupération de l'éthylène non réagi
III.11	Schéma général de la simulation de la section de purification de l'IB plus la section de récupération de l'éthylène non réagi
III.12	Résultats de la colonne < Economics >

Introduction Générale

Introduction Générale

La pétrochimie, également connue sous le nom de synthèse pétrochimique, est un secteur de l'industrie chimique en constante expansion. Elle répond aux besoins croissants en produits essentiels à des prix relativement bas. Dans notre pays, le développement de ce secteur a porté ses fruits, ce qui a conduit SONATRACH à investir dans la pétrochimie en établissant ses propres complexes pétrochimiques, tels que CP2K, CP1Z, ainsi que des complexes d'ammoniac et d'urée à Arzew, en partenariat avec SORFERT et AOA.

Le polyéthylène à haute densité (PEHD) est devenu un ingrédient essentiel et couramment utilisé dans la vie quotidienne tel que (l'agriculture, l'emballage, l'industrie), ce qui justifie l'installation d'un complexe dédié à sa synthèse. Le complexe pétrochimique CP2K, situé à Skikda, est une unité pétrochimique capable de produire du PEHD, avec une capacité de production de 130 000 tonnes par an.

L'éthylène est la matière première essentielle utilisée dans la fabrication du PEHD, avec un débit de 19 323 kg/h. Pendant le processus de polymérisation, l'éthylène est converti en polyéthylène avec un taux de conversion pouvant atteindre 96 %. La quantité restante non réagi est renvoyée directement vers la torche, ce qui représente une perte financière, car l'éthylène coûte cher.

Pendant notre stage au complexe pétrochimique CP2K de Skikda, nous avons eu l'opportunité de traiter l'un des problèmes les plus persistants de l'unité, à savoir le problème des gaz résiduels (off-gas). Notre travail porte sur l'étude de méthodes de séparation permettant de récupérer l'éthylène non réagi contenu dans les off-gas. Ce travail est réparti de la manière suivante:

Le premier chapitre présente un aperçu du complexe pétrochimique CP2K, en présentant l'ensemble des unités qui le composent, ainsi que des informations générales sur les polyéthylènes.

Le deuxième chapitre décrit le procédé de fabrication du PEHD.

Le troisième chapitre récapitule les méthodes de séparation utilisées dans des unités pétrochimiques similaires, notamment la distillation cryogénique.

Des simulations sont réalisées à l'aide du simulateur Aspen-HYSYS, et les résultats obtenus ont été interprétés. Par la suite une étude technico-économique a été effectuée afin d'évaluer la faisabilité de la mise en place de cette installation.

En conclusion, nous présenterons une synthèse du travail réalisé et formulerons des recommandations judicieuses pour la réalisation de projets futurs.

Chapitre I : Présentation De Complexe CP2K et Généralités Sur Les Polyéthylènes

Introduction

Ce chapitre a pour objectif de présenter le complexe CP2K en examinant sa situation géographique, les dates clés liées aux étapes de construction et de démarrage de l'unité PEHD, ainsi que l'historique du développement du polyéthylène. Nous aborderons également l'organisation et la structure du complexe, ainsi que les responsabilités de chaque département. Enfin, nous concluons en exposant la gamme de grades de PEHD produits par CP2K. Ensuite, nous discuterons des polyéthylènes et des différentes voies de synthèse utilisées.

I-1- Présentation du complexe pétrochimique CP2K

I-1-1-Historique

Le complexe CP2K a vu le jour au niveau de la zone industrielle de SKIKDA en janvier 2004 après que le projet de réalisation d'une unité de polyéthylène haute densité soit signé en avril 1991 entre l'ENIP (Entreprise Nationale des Industries Pétrochimiques) et Repsol Quimica (filiale de Repsol) s'inscrivant dans le cadre de la coopération industrielle algéro-espagnole. L'unité mixte portait alors le nom de POLYMED (Méditerranéenne des Polymères). Le capital de l'unité était détenu par l'ENIP à 64%, REPSOL à 23% et BAD (Banque Algérienne de Développement) à 13%. Par la suite, l'ENIP a décidé de racheter les parts de REPSOL et la BAD après que ces derniers aient décidé de se retirer. Aujourd'hui, SONATRACH a repris l'unité qui désormais porte le nom de CP2K [1].

I-1-2-Implantation de l'usine

Le complexe CP2K qui comporte l'unité PEHD est implanté à l'intérieur de la zone industrielle de Skikda. D'une superficie d'environ 17 hectares (166800 m²), dont 10% sont bâtis, le complexe CP2K se trouve sur la côte 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 du niveau de la mer. Sa position géographique est représentée dans la figure ci-dessous. Elle est limitée comme suit :

- Au Nord : par la mer Méditerranée
- Au Sud : par la route principale de la zone industrielle et SOMIK
- A l'Est : par la FIR (Force d'Intervention et de Réserve).
- A l'Ouest : par CP1K (Complexe Pétrochimique 1 de Skikda) [1].

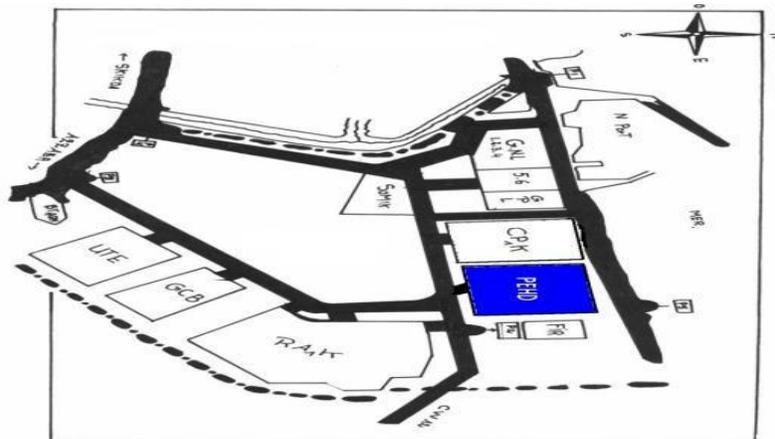


Figure I.1: Schéma montrant l'implantation de l'unité de production de PEHD.

I-1-3-Présentation de l'usine

Le complexe CP2K a pour objectif de produire du polyéthylène à haute densité PEHD. L'unité est d'une capacité de 130.000 t/an au niveau de la zone industrielle de Skikda, elle comporte une seule ligne de production. Le complexe utilise comme matières premières principales:

- **Ethylène** : c'est le réactif principal, il provient du CP1K (actuellement il est importé).
- **Isobutane** : il fait partie du milieu réactionnel, il est considéré comme transporteur, provient GL1K située également à proximité
- **Hexène** : son rôle est de régler la densité du polymère et l'indice de fluidité (MI: Melt Index). Il contribue aussi dans la flexibilité, résistance et cristallisation du polymère.
- **Hydrogène** : c'est un modérateur de la chaîne ou bien régulateur de la longueur de la chaîne.

- **Catalyseur** : il est à base de chrome (Cr). Son nom commercial est MAGNAPORE 963, il provient des USA.

La production de l'unité PEHD est destinée à l'approvisionnement de l'industrie nationale de transformation plastique et éventuellement à l'exportation. La clientèle nationale est constituée de diverses entreprises publiques telles que : ENPC, ENCG, et aussi des entreprises de transformation du secteur privé [2].

I-1-4-Découpage du complexe

Le complexe est composé de 04 zones importantes qui sont :

a) Zone d'off site

Elle comporte les utilités (chaudières, air, azote, eau dessalée, eau anti-incendie, eau potable et détente de gaz), Stockage isobutane et hexène, Traitement des eaux usées. L'activation du catalyseur se fait aussi dans cette zone.

b) Zone humide

Elle s'appelle aussi zone de réaction

Les utilités (chaudières, air azote, eau dessalée, eau anti-incendie, eau potable et détente de gaz)

- Torche
- Stockage isobutane et hexène
- Traitement des eaux usées
- Activation catalyseur

c) Zone sèche

- Extrudeuse.
- Soufflantes.
- Silos de stockage produits finis (poudre et granulé).
- Ensachage

d) Zone des bâtiment

- Bloc ADM et finance.
- Cantine et vestiaires.
- Bloc sécurité infirmerie.
- Magasin pièces de rechange, ateliers et bloc technique.
- Sous stations haute et basse tension.
- Salle de contrôle process et laboratoire.

Magasin de stockage de produit fini d'une superficie de 18 000 m2 soit une capacité de 12 000t [1].

I-1-5-Organisation de l'unité CP2K

Un organigramme résumant l'organisation du CP2K est présenté ci-dessous :

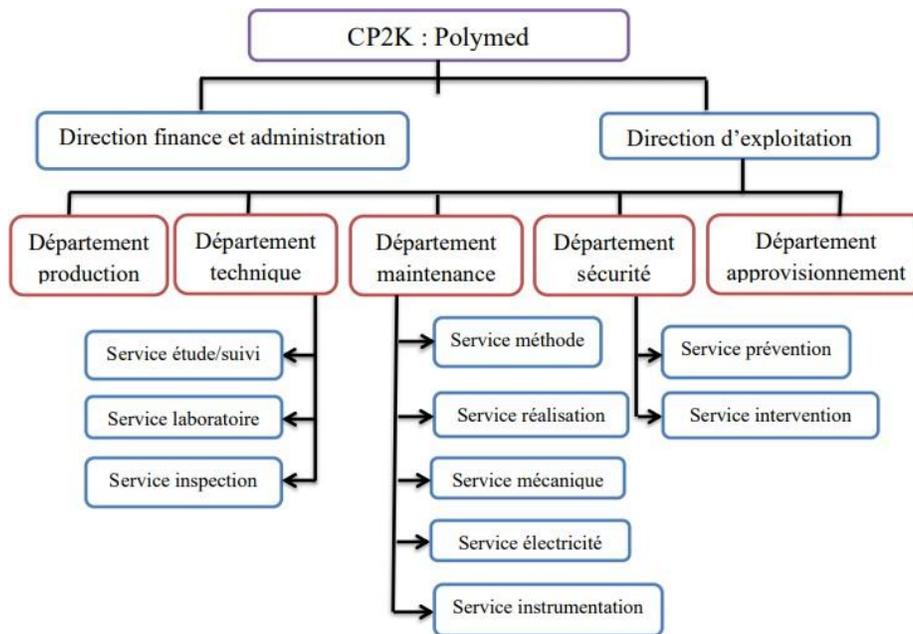


Figure I.2 : Organigramme du complexe CP2K

Le complexe est constitué de deux directions :

- Direction finance et administration
- Direction d'exploitation qui se divise en 5 départements

I-1-5-1-Département Production

Il comporte les trois zones du complexe citées précédemment (zone off site, zone humide et zone sèche), qui sont regroupées dans deux types d'installations

a) Les installations principales de l'usine

Les principales installations présentées dans l'usine sont :

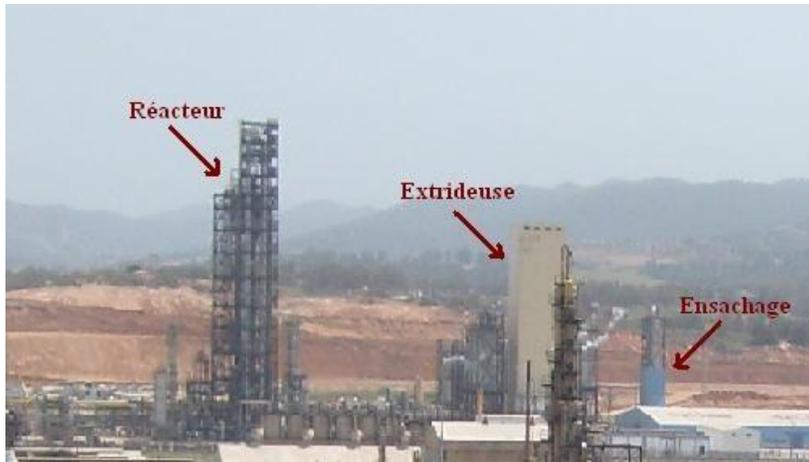


Figure I.3 : les principales installations de l'unité CP2K

- Unité de préparation et de traitement des matières premières.
- Réacteur où se déroulent la polymérisation et la récupération du PEHD en poudre.
- Extrudeuse qui transforme la poudre en granulés.
- Stockage intermédiaire (Capacité 3500 Tonnes).
- Unité de conditionnement

b) Les installations auxiliaires

- Production de vapeur, électricité, air etc.....
- Traitement des effluents.
- Stockage matières premières, utilités et additifs (Eau, Hydrogène, Hexène, isobutane).

- Magasin de stockage de produit fini soit une capacité de 12 000 tonnes.

I-1-5-2-Département Technique

C'est un département très important, qui travaille en parallèle avec les autres départements, il est constitué de trois services :

- Service étude/suivi : dont le travail est concentré sur les études des problèmes pouvant être rencontrés dans les différents départements, et d'apporter des modifications nécessaires. L'étude des nouveaux projets se fait aussi au niveau de ce service.
- Service inspection : dont le rôle est de valider les équipements et des installations par des systèmes programmés.
- Service laboratoire : dont la tâche est d'analyser en continu la matière première, le catalyseur et le produit fini.

Les différents tests et analyses réalisés au laboratoire sont :

- L'analyse de la pureté de la matière première ;
- L'activation du catalyseur à l'échelle laboratoire ;
- La production des granulés et des films par une extrudeuse soufflante à l'échelle laboratoire et des plaques par une presse.
- Les tests mécaniques et physiques tels que : le stress cracking (la résistance à la fissuration), la résistance à la torsion, la résistance à la rupture, la résistance des films au déchirement, l'opacité, le point de ramollissement, le temps nécessaire pour la dégradation (durée de vie), la densité, l'indice de fluidité (MFI).

I-1-5-3-Département Maintenance

Ce département assure l'entretien et la maintenance des équipements, il est constitué de cinq services :

- Service Méthodes : divisé en deux sections, section de planification et section de préparation
- Service Réalisation

- Service Mécanique
- Service Electricité
- Service Instrumentation

Le travail de ce département est divisé en deux parties, un travail périodique programmé pour chaque équipement, et un travail fait suite aux demandes formulées par le département de production en cas de pannes. Dans ce deuxième cas, le travail est d'abord planifié, puis préparé et enfin envoyé au service concerné qui dépend toujours du département de maintenance.

I-1-5-4-Département Sécurité

Le complexe CP2K comme toutes les usines comporte un département HSE (Hygiène, Sécurité et Environnement) qui, à son tour, contient deux services :

- Service prévention
- Service intervention[1]

I-1-6-Les Grades du PEHD produits au niveau de CP2K

Leur densité, qui est rapportés dans le tableau suivant :

Tableau I.1: Les différents grades du PEHD au niveau de CP2K et ses utilisations. [1]

Grade	Indice de fluidité (poudre/granulé)	La densité	L'utilisation
TR 402	0,11-0,19/0,08-0,14	0,9430-0,9460	PIPE: (Tube Eau).
5502	0,55-0,70 /0,27-0,43	0,9530-0,9580	Soufflage: des bouteilles de petite et grande taille
TR 140	0,33-0,48/0,20-0,36	0,9430-0,9480	FILM: Usage Général toute Sacherie
TR 144	0,25-0,38/0,14-0,24	0,9420-0,9470	FILM: Usage Général toute Sacherie
6080	7,0-10,0/6,80-9,20	0,9590-0,9650	Injection: Palette, caisse, bidon, bouchon, casier, articles de ménage
6030	2,0-3,80/1,80-3,20	0,9590-0,9650	Injection: Palette, caisse, bidon, bouchon, casier, articles de ménage
6040	3,0-5,80/2,80-5,20	0,9590-0,9650	Injection: Palette, caisse, bidon, bouchon, casier, articles de ménage
6006L	0,80-1,15/0,47-0,73	0,9570 min	Soufflage: des bouteilles de Petite et grande taille

I-2- Généralités sur les polyéthylènes

I-2-1- Les polymères

Les matériaux polymères sont constitués de macromolécules, c'est-à-dire de très longues chaînes constituées de plusieurs milliers d'unités de base (Monomères) reliées bout à bout (avec ou sans ramifications). Par exemple, un polyéthylène de synthèse typique comporte des macromolécules contenant approximativement entre 900 et 215 000 monomères d'éthylène. L'architecture générale des chaînes confère à ces matériaux, des propriétés mécaniques et chimiques bien spécifiques.

On distingue les polymères trouvés à l'état naturel comme la cellulose, des polymères synthétiques entièrement fabriqués par l'homme à partir de monomères réactifs (le nylon, le PMMA, le polyéthylène, le téflon...) et enfin les polymères artificiels ou régénérés, obtenus par modification chimique d'un polymère naturel.

Du point de vue de leur mise en œuvre et de leur comportement mécanique, les polymères peuvent être classés en trois catégories principales : les thermoplastiques, les thermodurcissables et les élastomères.

- Les thermoplastiques (comme le polyéthylène par exemple) ont une architecture linéaire ou ramifiée dont la cohésion est assurée grâce à des liaisons secondaires d'origine électrostatiques de Van der Waals ou par des liaisons dipolaires comme les liaisons hydrogènes, entre autres. Cependant toutes ces liaisons secondaires sont facilement rompues lorsque l'agitation thermique augmente. Ainsi, leur module d'élasticité et leur viscosité en écoulement diminuent sous l'effet de la température. Le caractère particulier des thermoplastiques est d'avoir la possibilité de subir une histoire thermomécanique et d'être ramené par des moyens physiques à leur état initial par traitement thermique (en les chauffant jusqu'à leur point de fusion puis en les refroidissant lentement). Il est alors possible de changer leur forme plusieurs fois et donc de les recycler (mais pas indéfiniment).
- Les thermodurcissables sont amorphes et composés d'un réseau tridimensionnel de macromolécules solidaires non seulement par des liaisons secondaires, mais également

par des liaisons covalentes induites entre autres par des pontages de brins de chaînes. Ces nœuds de réticulation interdisent la séparation des macromolécules. Comme le taux de réticulation est élevé, la mobilité des chaînes est fortement réduite, et en conséquence, ces matériaux ont une grande rigidité. Ces polymères ne peuvent pas être recyclés, car ils ne peuvent revenir à leur état initial même par traitement thermique : leur transformation est irréversible. A chaud, ils se dégradent par rupture des chaînes moléculaires puisqu'ils ne sont pas susceptibles de fondre.

- Les élastomères (comme par exemple, les caoutchoucs des pneumatiques ou les Joints d'appareils sous pression) sont également amorphes, présentent une architecture tridimensionnelle faiblement réticulée et se caractérisent principalement par leur grande déformabilité, avec des allongements réversibles qui peuvent aller jusqu'à plusieurs centaines de pourcent de leur longueur initiale (comportement caoutchoutique). Cette grande capacité de déformation réversible est due à la souplesse des chaînes et à la grande longueur des segments moléculaires entre deux nœuds de réticulation.

I-2-2- Définition du monomère

Ce sont les composés de base des polymères. Relevant de la chimie organique, composé de molécules simples pouvant réagir avec d'autres monomères semblables ou différentes pour donner un polymère. Contrairement à l'un monomère a une faible masse moléculaire [3].

I-2-3-définition de La polymérisation

La réaction qui, à partir des monomères en les liants des composés de masse moléculaire plus élevée, les polymères ou macromolécules. Les noyaux des monomères sont le plus souvent constitués d'un atome de carbone (molécule organique) ou d'un atome de silicium (polymères siliconés)

La polymérisation qui désigne la réaction chimique de fabrication des macromolécules lorsque ce degré de polymérisation(DP) est inférieur à 30, on parle d'oligomère et lorsqu'il est supérieur à 30 c'est un polymère [3].

I-2-4-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 : Le premier type de réaction est appelé polymérisation en chaîne et résulte de la formation d'un centre actif qui fixe de façon successive de nombreuses molécules de monomère. Le deuxième type de réaction est appelé polymérisation par étapes où la croissance des macromolécules est le résultat de réactions chimiques classiques entre les groupements fonctionnels réactifs des monomères [3].

I-2-4-1-Polymérisation par étapes ou polycondensation

Dans ce type de polymérisation, les macromolécules résultent de réactions successives entre les fonctions antagonistes portées par des molécules plurifonctionnelles (fonctionnalité 2). La réaction se produit dans les conditions où réagissent habituellement les fonctions organiques concernées, par simple chauffage ou en Présence d'un catalyseur convenable. Les condensations qui, généralement, éliminent à chaque étape un tiers constituant, comme l'eau, un alcool ou un hydracide, interviennent au départ entre molécules monomères puis, au fur et à mesure de l'avancement de la réaction, entre les molécules polymères formées, pour conduire (théoriquement) au stade ultime de l'unique macromolécule [9].

03 types de réaction de polycondensation sont distingués :

- Réaction qui se fait avec élimination du produit de condensation.
- Réaction sans formation de produit secondaire de réaction.
- Polymérisation par combinaison des radicaux.

I-2-4-2-Polymérisation en chaîne

La polymérisation en chaîne nécessite la présence de centres actifs, ceux-ci peuvent être créés soit institué sous l'influence d'une forme d'énergie externe (chaleur, radiations lumineuses ou ultraviolettes, rayonnements α , β , γ), soit le plus souvent à partir d'un composé réactif ou amorceur, que l'on ajoute au milieu réactionnel, et qui donne naissance à une substance amorçante (R^*) possédant un centre actif.

Les centres actifs peuvent être des radicaux, des anions ou des cations. Ils sont capables de réagir avec des molécules monomères insaturées ou hétérocycliques, puis d'assurer la croissance rapide du polymère par addition successive de monomères dans une réaction en chaîne, la croissance de la macromolécule ne s'arrête que lorsque le centre actif a disparu. [4]

Selon la nature du centre actif qui provoque l'addition des motifs successifs, on peut classer toute polymérisation en chaîne dans l'un des sous-groupes suivants : [6]

- Polymérisation radicalaire.
- Polymérisation anionique.
- Polymérisation cationique.
- Polymérisation par coordination (amorcée par des complexes des métaux de transitions)

Comportent généralement trois étapes :

- Amorçage** : étape au cours de laquelle il y a création d'espèces actives,
- Propagation** : réactions successives de molécules de monomères sur une extrémité active conduisant à l'allongement de la chaîne macromoléculaire,
- Terminaison** : désactivation de l'extrémité réactive et arrêt de la croissance de la chaîne

I-2-5-Applications des polymères

Les polymères constituent une des principales révolutions techniques. Ceux-ci sont utilisés pour un nombre extraordinaire d'applications à tous les échelons de la vie [10]

- + **Le secteur de la construction** : Les portes, conduites d'eau et l'assainissement, peinture des murs des plan chaires et des plafonds, revêtement du sol.
- + **Industrie de l'emballage** : Bouteilles, pots de yaourt, boites aux lettres, problème thermique, gainage films vidéo
- + **Médecine et santé** : Poches de sang, gants, lentilles, verres de lunettes, les organes artificiels, Seringues, industrie dentaire, prothèses, outils de chirurgie
- + **Articles ménagers** : Tupperware, poubelles, seaux, vaisselle.
- + **Matériel électrique et électronique et les communications** : Tension d'isolement, isolation, laveuses, ordinateurs et les caméras, Radio et télévision, téléphone.
- + **Industrie automobile** : Système vitre claire, Tapie, carrosserie, optiques, planches de bord, habillage intérieur, Façades de téléviseurs, gainage de câbles.
- + **Industrie textile** : Vêtement, fibres textiles naturelles et synthétiques, sacs, ski, similicuir, non tissés.
- + **Le domaine alimentaire** : Procédés de fabrication d'aliments, emballages (bouteilles, pots de yaourt, briques de lait, boites à œufs) ou industriel (flacons de détergent, sachets et sacs, casiers) ...
- + **Le matériel de maison** : Meuble, vaisselle, accessoires... ; Utilisés en industrie pour maintenir le matériel d'une violente collision.

I-2-6-Définition des polyéthylènes

Le polyéthylène ou polythène, fait partie de la famille des plastiques, d'origine pétrochimique et plus précisément de la famille des polyoléfines. Le polyéthylène est un des polymères les plus simples et les moins chers. C'est un matériau semi cristallin obtenu par la polymérisation de l'éthylène gazeux issu du craquage thermique des produits pétroliers. D'autre part, le polyéthylène est le plus important polymère de synthèse, devant le polypropylène (PP), le polychlorure de vinyle (PVC) et le polystyrène(PS) [8]

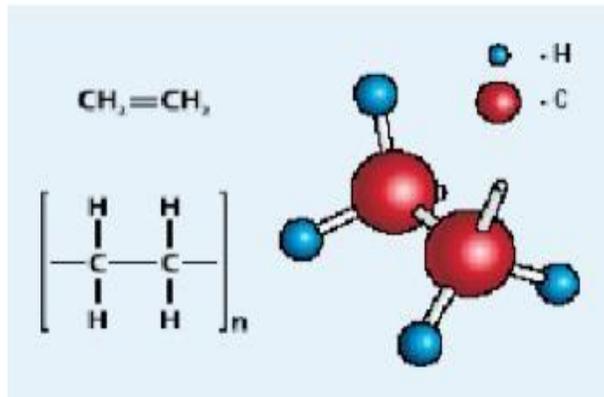


Figure I.4 : Molécule polyéthylène

I-2-7-Différent types de polyéthylènes

Les polyéthylènes sont classés en fonction de leur densité qui dépend du nombre et de la longueur des ramifications présentés sur les chaînes moléculaires. Il existe différents types de polyéthylène [9] :

Tableau I.2 : différents types de polyéthylène

PE-BD	Polyéthylène basse densité
PE-BDL	Polyéthylène à basse densité linéaire
PE-HD	Polyéthylène haute densité
PE-UHPM	polyéthylène à masse molaire élevée
PE-R	Polyéthylène réticulé
PE-RHD	Polyéthylène réticulé à haute densité
PE-MD	Polyéthylène à moyenne densité
PE-TBD	Polyéthylène à très basse densité

I-2-7-1-Le polyéthylène basse densité (PEBD)

Polyéthylène basse densité (PEBD) Le PEBD ou polyéthylène basse densité synthétisé sous forte pression par polymérisation radicalaire. Contrairement au PEHD, le PEBD présente un nombre élevé de ramifications relativement importantes (de l'ordre de 60% carbone) directement responsables de sa faible masse volumique (de 0.915 et 0.935 g/cm³) [10].

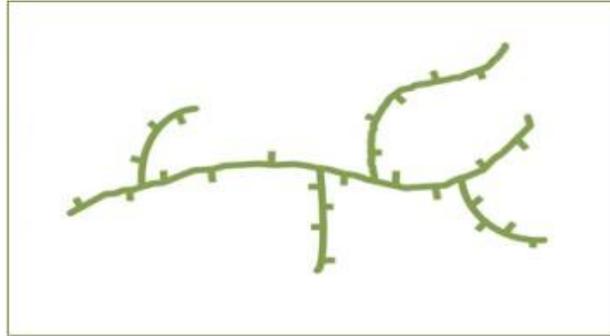


Figure I.5 : Structure de polyéthylène basse densité PEBD

I-2-7-2-Polyéthylène haute densité (PEHD)

Le polyéthylène haute densité est le grade qui se rapproche le plus de la structure idéale du polyéthylène. C'est un polymère linéaire avec seulement quelques ramifications. La faible quantité de défauts dans sa structure, les ramifications, lui permet de s'organiser sous forme de cristaux et d'atteindre des taux de cristallinité élevés. C'est pourquoi il possède la densité la plus élevée parmi les polyéthylènes : 0,94 à 0,97 g/cm³. LE PEHD est synthétisé par catalyse (Ziegler-Natta ou Phillips) et utilisé pour des applications variées comme les bouteilles de lait, les flacons de détergeant ou de cosmétique, les tuyaux d'eau ou les jouets [10]



Figure I.6 : Structure de polyéthylène haute densité PEHD

I-2-8-Les voies de fabrication du polyéthylène haute densité

Les deux voies essentielles pour la fabrication du PEHD sont :

I-2-8-1-Polymérisation catalysée par un oxyde métallique

Ce type de polymérisation a lieu dans des conditions de température et de pression

moyennes. La méthode la plus couramment employée vient du procédé Phillips. Les oxydes de chrome (Figure) sont les catalyseurs les plus largement utilisés pour la production de polyéthylène haute densité, avec un peu plus de la moitié de la production mondiale. Ils sont supportés par un support de silice poreuse, ou d'aluminosilicate à faible teneur en alumine [1].

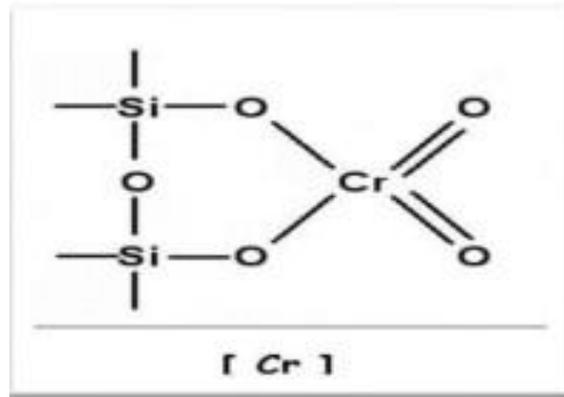


Figure I.7 : Structure d'un catalyseur de type oxyde de métal

Un mécanisme probable est proposé en Figure I.7. La première étape de la synthèse consiste en l'imprégnation d'un support de silice hautement poreuse ou d'aluminosilicate avec une solution aqueuse d'acide chromique ou de trioxyde de chrome. Après séchage le catalyseur est activé par chauffage à 500-700°C dans un environnement oxydant, conduisant à des espèces chromate en surface, précurseurs des sites actifs. En milieu éthylène à haute température (dans le réacteur), se produit une réduction de l'état de valence selon les mécanismes. La polymérisation prend alors place à partir du site actif comprenant une liaison Cr-C qui complexe une molécule d'éthylène. Cette molécule s'insère alors entre les atomes de chrome et de carbone, l'opération se répète pour former la chaîne polymère [1]

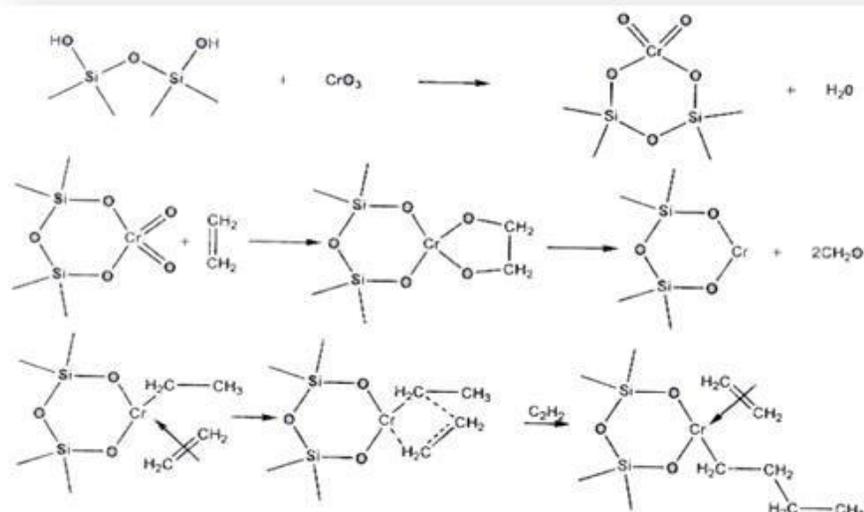


Figure I.8 : Mécanisme de polymérisation par catalyse d'oxyde de chrome

I-2-8-2- Polymérisation de type Ziegler-Natta

Cette voie de synthèse a lieu dans des conditions de températures et de pression relativement faibles, légèrement inférieures aux conditions précédentes. La variété de catalyseurs est immense. De manière générale, ils consistent en un complexe entre un organométallique (du groupe I-III), avec un sel de métal de transition (groupe IV-VIII). L'exemple le plus typique pour la synthèse de PEHD, présenté en Figure I.9 est le cas du chlorure de triéthyl aluminium (AlEt_3) avec le tétrachlorure de titane (TiCl_4). [1]

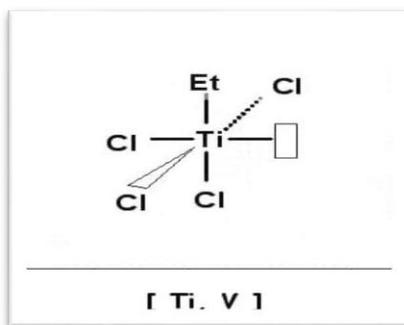


Figure I.9 : Structure d'un catalyseur de type Ziegler-Natta

Le site actif de cette polymérisation comprend un atome de titane complexe à 4 atomes de chlore et un groupe alkyle dans une configuration octaédrique, avec un site vacant. Ce dernier permet à une molécule d'éthylène de complexer l'atome de titane. Dans l'étape suivante la molécule d'éthylène s'insère entre le métal et le groupe alkyle, créant un nouveau site vacant et permettant la répétition de l'opération qui conduit à une chaîne de PE [1].

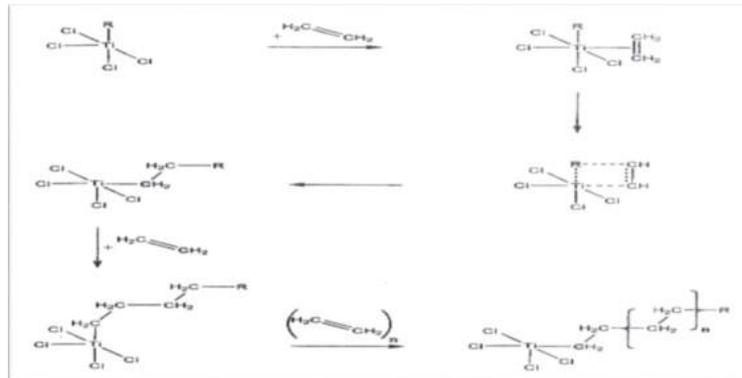


Figure I.10 : Mécanisme de polymérisation par catalyse Ziegler-Natta

I-2-9-Principales propriétés PEHD

II-2-9-1-Propriétés mécanique

- **Rigidité** : La rigidité d'une pièce en PEHD est d'autant plus élevée que la cristallinité du polymère est importante. Du fait que, l'augmentation de la masse molaire s'accompagne d'une baisse de la cristallinité 'K', la rigidité décroît quand la masse molaire augmente [11].
- **Comportement au choc** : La résistance au choc varie en sens inverse de la rigidité, la résistance au choc d'une pièce en PEHD est d'autant meilleure que :
 - Sa masse molaire est plus importante (mais sa transformation est plus difficile),
 - La température est plus élevée (mais la rigidité décroît fortement avec la température),
 - La distribution des masses molaires est plus étroite (pour les pièces injectées)

I-2-9-2-Propriétés physiques

La différence entre le PEHD et le PEBD est le point de ramollissement, puisqu'il se situe au-dessus du point d'ébullition de l'eau pour l'un et au-dessous pour l'autre. Les articles

fabriqués, avec le polyéthylène de haute densité, peuvent ainsi être stérilisés à la vapeur.

I-2-9-3- Propriétés thermiques

La température de fusion du PEHD est comprise entre 125 et 135°C [11]. Sa température de transition vitreuse (Tg) est d'environ -110°C [15]. Ses caractéristiques ainsi que le point de ramollissement Vicat sont d'autant plus élevés que le taux de cristallinité est important.

L'enthalpie de fusion du PE dépend de la structure moléculaire induite par le procédé de polymérisation ainsi que du procédé de mise en forme et plus précisément des conditions de refroidissement/ cristallisation [11].

I-2-9-4-Propriétés chimique

Le polyéthylène possède une très bonne stabilité chimique :

- Inattaquable par les acides (sauf les oxydants), par les solutions de sels
- Résistants aux solvants organiques au-dessus de 80°C
- Pratiquement insoluble, à des températures inférieures à 60°C
- Sensible à la fissuration sous contrainte en présence de savon, alcools, détergents
- Il refroidi lentement et plus cristallin et moins perméable aux solvants [11]

I-2-9-5- Comportement aux rayonnements

Le PEHD est sensible au rayonnement solaire, plus particulièrement, dans le domaine UV. Après une exposition prolongée, le vieillissement se traduit par une baisse de la résistance au choc et de l'allongement à la rupture [11]

I-2-10-Caractéristiques du PEHD

- Le polyéthylène PEHD est un matériau blanc ou coloré, conforme aux normes sanitaires (naturels) et avec une bonne résistance aux produits chimiques
- Disponible dans un fini luisant ou autre, il se caractérise par sa soudabilité et thermofomables
- Cette formulation de polyéthylène est reconnue pour sa stabilité [11]

I-2-11-Les Avantages et les Inconvénients du PEHD

a) Les avantages

- Mise en œuvre aisée.
- Excellentes propriétés d'isolation électrique.
- Résistance aux chocs
- Grande inertie chimique.
- Qualité alimentaire
- Perte du caractère perméable des PE que ce soit à l'eau, mais aussi à l'air et aux hydrocarbures [11]

b) Les inconvénients

- Sensibilité aux UV en présence d'oxygène.
- Sensibilité à la fissure sous contrainte.
- Mauvaise tenue à la chaleur.
- Collage important [11]

II-2-12-Domains d'application du PEHD

Le PEHD doit répondre à une multitude d'usages que nous présentons ici pour certaines des applications

Tableau I.3 : les différentes utilisations de polyéthylène

Agriculture	Film, filet de pêche. Pipe d'irrigation. Cageots.
Emballage	Alimentaire (bidons huile). Cosmétique. Produits d'entretien.
Industrie	Pipe gaz naturel et eaux. Pièces techniques et automobile. Conteneurs.

I- 2-13-Le cycle de vie de PEHD

La production du tubes et canalisations polyéthylène PEHD n'émet aucun rejet dans l'environnement 100% des rebuts de production sont recyclés sur site et l'eau servant de refroidissement des canalisations produites circule en circuit fermé. En conséquence aucun rejet n'est à craindre pour l'environnement.

La fiabilité du Polyéthylène PEHD en termes d'étanchéité surclasse tous les autres matériaux, sa flexibilité lui permet de s'adapter à tous les terrains, sans risque de casse ou de fuites le réseau soudé son taux de défaillance est proche de zéro même sous contraintes, c'est un matériau extrêmement résistant, ce qui explique son expansions sous tous les climats et permet de préserver de manière considérable la ressource en eau, le polyéthylène est le matériau le plus utilisé au monde pour sa fiabilité.

I-2-14-Le recyclage

Le polyéthylène PEHD est un matériau 100% recyclable et sans retraitement spécifique en fin de vie, Il peut être broyé et utilisé dans d'autres applications il peut également être valorisé par incinération avec récupération d'énergie

Conclusion

L'unité de production de polyéthylène de haute densité au sein du complexe CP2K permis de mettre en évidence l'importance et les avantages de cette unité dans la production de polymères, le polyéthylène de haute densité est un polymère thermoplastique largement utilisé en raison de ses propriétés exceptionnelle est sa facilité de transformation.

Chapitre II : Procédé De Fabrication De Polyéthylène de haute densité (PEHD)

Introduction

Le polyéthylène de haute densité est un matériau thermoplastique largement utilisé dans de nombreuses applications industrielles en raison de sa résistance. Le procédé de fabrication implique plusieurs étapes clés, Le processus commence par la polymérisation de l'éthylène et sous l'action d'un catalyseur l'éthylène est transformé en polyéthylène, le polyéthylène obtenu est ensuite fondu et extrudé sous forme de granules ou de pellets.

II-1-Description du procédé Phillips

La production du polyéthylène en solution, étaient inclus un système de flash, l'élimination du catalyseur, la précipitation du polymère et le séchage de celui-ci. Ce procédé faisait apparaître des polymères se situant dans une gamme d'indice de fluidité de 0,2 à 0,3 et une densité comprise dans l'intervalle 0,93 à 0,96. Cependant, les multiples étapes qu'il exigeait et le coût énergétique qu'il supposait, l'ont rendu obsolète face au dénommé "PF Process".

La version simplifiée, celle déjà connue sous le nom de "PF Process" ou Procédé de particules, suivant lequel a été conçu l'Usine de CP2K à Skikda, est développée en utilisant pratiquement le même catalyseur que le procédé original. La différence réside dans le nouveau procédé, la polymérisation a lieu dans un réacteur sous forme de boucle. Dans celui-ci, les particules solides se forment dans un milieu de solvant au lieu de la phase de solution qui était obtenue avec le procédé antérieur.

Le procédé de particules est divisé en une série d'étapes ou systèmes :

- Traitement de Matières Premières.
- Activation thermique et Addition du Catalyseur.
- Polymérisation dans un Réacteur sous forme de Boucle.
- Système de Flash et Séchage du Polymère.
- Purification et Récupération du Gaz de Recyclage.

Le procédé se termine par le Système de Finition du Polymère, Extrusion et Séchage de celui-ci. Le résultat est un granulé ("pellet") d'une certaine taille et d'une qualité apte à une grande variété d'applications [5].

II-1-1-Les matières premières utilisées

- **L'éthylène** : L'éthylène est le principal réactif du procédé, il doit être d'une très grande pureté (99.9% minimum), il est utilisé comme monomère pour la production du PEHD [1].

a) - Composition

Éthylène	99,9 % mol.
Acétylène	< 2,0 ppm en poids.
CO	< 1,0 ppm en poids.
H ₂	< 5,0 ppm en poids.
O ₂	< 0,5 ppm en poids.
H ₂ O	< 1,0 ppm en poids.
CO ₂	< 0,5 ppm en poid.

- **L'isobutane** : L'isobutane, utilisé comme milieu réactionnel après purification et séchage, il est utilisé premièrement pour transporter et maintenir une pression dans le système du catalyseur et deuxièmement pour transporter le polymère en suspension dans le réacteur [5].

- **L'hydrogène** : Utilisé comme modérateur de la réaction en contrôlant la longueur de la chaîne du polymère, et pour contrôler l'indice de fluidité [5].

- **L'hexène-1** : L'hexène-1 est un comonomère qui est ajouté au réacteur pour produire des copolymères. La densité du produit est contrôlée par l'addition d'Hexène-1. Il est aussi utilisé pour diluer le produit utilisé en tant qu'antistatique, dans le Pot d'addition d'antistatique [5].

- **Le catalyseur**: l'oxyde de chrome (Cr₂O₃) supporté sur silice activée.

II-1-2-Autres Additifs au réacteur

- **Antistatique (ASA)** : Du nom commercial STADIS 450, son but est d'éviter le dépôt de la résine sur les parois. Dans des concentrations élevées il devient un poison pour la réaction de polymérisation.
- **Scavenger (DEZ)** : Un produit chimique (Diéthyl de zinc), injecté uniquement en absence de la réaction de polymérisation. Il sert à éliminer toute trace de poison résiduel contenu dans le réacteur [5].

II-1-3 Les conditions opératoires de la réaction de polymérisation

Les deux conditions essentielles dans le réacteur sont :

- La température : varie de 85 à 110°C, selon le grade du PEHD à produire.
- La pression : de 42 à 44 bars, selon la fermeture ou l'ouverture des vannes de décharge.

Il est nécessaire de soumettre les matières premières à un processus de conditionnement et de purification, afin d'obtenir le degré de pureté exigé par la réaction de polymérisation qui consiste essentiellement à produire le polyéthylène. La figure suivante présente le schéma technologique de procédé de production de PEHD :

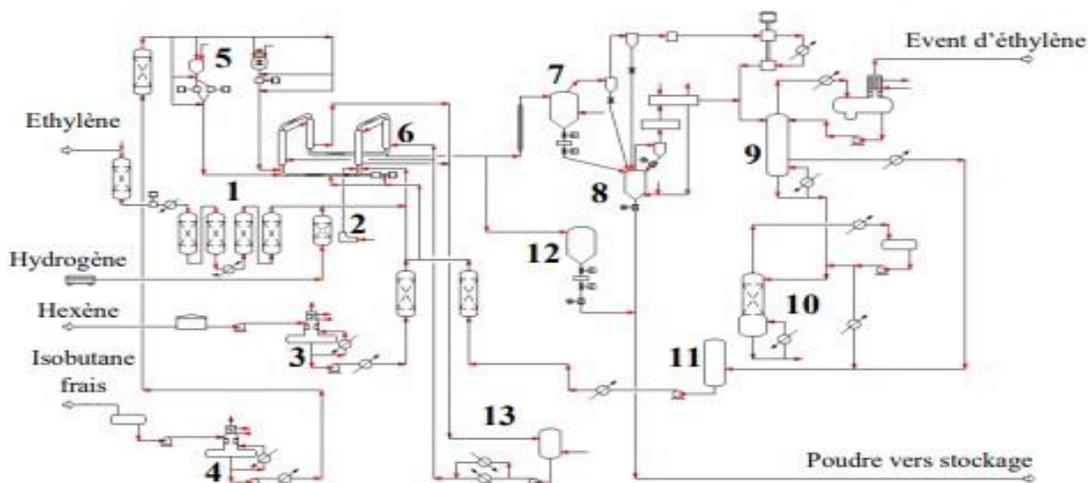


Figure II-1 : Diagramme du procédé Phillips pour la production de PEHD.

- 1- Section de traitement de l'éthylène
- 2- Traitement de l'hydrogène
- 3- Section de traitement de l'hexène
- 4- Section de traitement de l'isobutane brut
- 5- Section de l'activation et l'injection du catalyseur
- 6- Section de réaction (réacteur tubulaire)
- 7- Chambre de flash (séparation poudre-isobutane)
- 8- Colonne de purge
- 9- Section de purification de l'isobutane recyclé
- 10- Section de déshexanisation et récupération de l'isobutane recyclé
- 11- Stockage de l'isobutane recycle
- 12- Chambre de flash alternative
- 13- Circuit de refroidissement du réacteur

II-2-Préparation et traitement des matières premières

II-2-1-Traitements de l'éthylène

Au début, l'éthylène était reçu dans l'unité moyennant une tuyauterie provenant de CP1K à 16,9 kg/cm² g et à température ambiante. Comme le CP1K est à l'arrêt, l'éthylène utilisé est importé.

Si l'éthylène répond aux normes exigées, il devra être traité pour éliminer certains composés avant d'être utilisé dans le processus de production. Il faut éliminer les substances considérées toxiques pour le catalyseur de la réaction, comme l'acétylène, l'oxygène, le monoxyde de carbone, le dioxyde de carbone, l'eau et le méthanol [5].

a) **élimination d'Acétylène (950-101)** : Le réacteur d'élimination d'acétylène (950-101), construit en acier au carbone, possède un diamètre de 1524 mm et une hauteur entre tangentes de 3340 mm. Il contient 2453 kg de catalyseur BASF RO-20/13, pour l'élimination

d'acétylène moyennant addition d'hydrogène. Le catalyseur est situé sur deux lits superposés, chacun dL/ENSTONE 57, de 6,4 mm et 3,2 mm de diamètre respectivement pour celles du lit inférieur et supérieur. Au-dessus de ces deux lits, une grille de maille 6 x 6 mm, en acier inoxydable a étédisposée.

Les conditions de design pour la pression et la température sont :

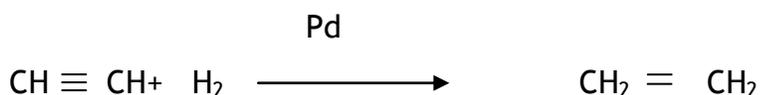
- en opération normale 24,1 kg/cm² g et 65°C
- en régénération 9,75 kg/cm² g et 450°C [5].

▪ Addition d'hydrogène Filtré

La concentration d'acétylène dans le courant d'éthylène, ainsi que le débit d'éthylène, déterminent le débit d'hydrogène à ajouter au réacteur à travers le contrôleur de débit FIC-14002.

L'éthylène passe à travers le Filtre d'hydrogène 350-133 au convertisseur d'acétylène, où sont éliminées les particules solides. Celui-ci est conçu pour un débit d'hydrogène de 3,8 m³/h, dans les conditions de service. A la sortie du filtre, est contrôlée la pression d'entrée de l'hydrogène par le PIC-16013. Celui-ci garantit une pression d'hydrogène, en aval de la vanne PV-16013 de 21 kg/cm² g. On fait circuler l'hydrogène traité par le Filtre d'Hydrogène vers l'éliminateur d'acétylène, pour éliminer les particules solides, avant de l'incorporer au réacteur

- L'élimination d'acétylène se faite selon la réaction suivante :



b) Élimination d'Oxygène (950-103 A/B)

De la sortie du compresseur d'éthylène, le courant arrive au Réacteur d'élimination d'oxygène, à travers le Réchauffeur d'éthylène 410-101, Il est très important de maintenir une température de 124°C dans le courant d'éthylène d'alimentation aux réacteurs ; une augmentation de celle-ci pourrait provoquer les dés adsorption de certains poisons pouvant

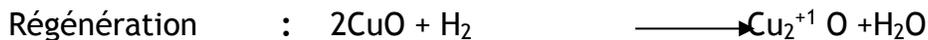
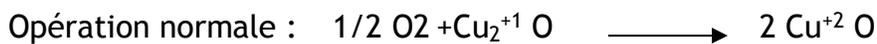
se trouver adsorbés dans le lit.

Le réacteur d'élimination d'O₂, a un diamètre de 1525 mm et une hauteur de 7170 mm. Le réacteur contient 12.350 kg de catalyseur BASF R3-15 situé sur deux lits superposés, chacun entre eux de 150 mm d'épaisseur.

Tableau II.1 : Les caractéristiques chimiques et physiques du catalyseur R3-15

Cu ₂ O	Env. 40% en poids
ZnO	Env. 40% en poids
Al ₂ O ₃	Env. 20% en poids

Réactions mises en jeux:



Les conditions de désigne pression et température sont :

- 64 kg/cm² g et 165°C en opération normale
- 9,75 kg/cm² g et 235°C en régénération.

Les conditions normales d'opération sont :

- Débit d'éthylène 23.190 kg/h
- Pression 57,2 kg/cm² g
- Température 124°C

En opération normale, le flux d'éthylène à travers le réacteur est dans le sens descendant. Un seul réacteur pourra se trouver en service. Le second se trouve en régénération [4].

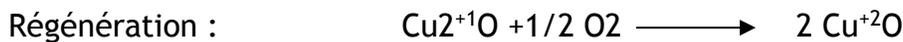
C) Élimination de Monoxyde de Carbone (950-104 A/B)

Les réacteurs d'élimination de monoxyde de carbone 950-104 A/B ont un diamètre de 1525 mm et une hauteur de 7170 mm. Les conditions de design pour pression et température sont :

➤ 64 kg/cm² g 165°C en opération normale.

➤ 9,75 kg/cm² g 225°C en régénération.

Le CO est éliminée dans le réacteur, selon la réaction suivante :



Le catalyseur utilisé est à la base de : Cu⁺²O

d)- Élimination de Dioxyde de Carbone

En opération normale, le courant d'éthylène provenant du fond du réacteur d'élimination de CO, 950-104 A/B, entre dans le refroidisseur d'éthylène à l'entrée du sécheur 410-103, où il est refroidi jusqu'à une température de 38°C. De celui-ci, il passe au Séparateur du refroidisseur d'éthylène au sécheur 950-105, d'où il s'alimente au Réacteur d'élimination de dioxyde de carbone, 950-106 A/B.

Le dioxyde de carbone présent dans le courant d'éthylène doit être éliminé, car c'est un poison fort pour le catalyseur XPF utilisé dans la réaction de polymérisation. Les réacteurs 950-106 A/B de 1830 mm de diamètre et hauteur entre tangentes de 8365 mm contiennent 2 types d'alumines, disposées en lits superposés. Le lit inférieur est formé de 4757 kg d'alumine SELEXSORB CD, et le lit supérieur est composé de 7983 kg de sphères d'alumine SELEXSORB COS, L'alumine est située sur deux lits superposés, composés de sphères inertes DENSTONE 57 [5].

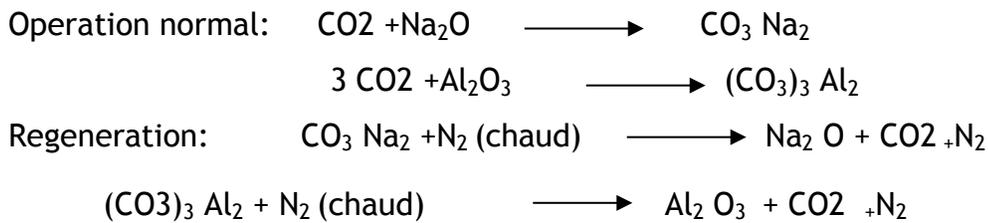
Les conditions de design pour la pression et la température sont :

➤ en opération normale 64 kg/cm² g et 63°C

➤ en régénération 9,75 kg/cm² g et 315°C.

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 [4].

La réaction d'élimination du CO₂



Le catalyseur utilisé est à la base de Al₂O₃, Na₂O₃ et de la composition massique suivante : Al₂O₃ ≈ 95.1% ; SiO₂ ≈ 0.02% ; Fe₂O₃ ≈ 0.02% ; Na₂O ≈ 0.3%

e) Élimination de H₂O et MeOH (950-107 A/B)

L'éthylène est séché dans les sécheurs 950-107 A/B, dont les dimensions sont de 1.830m de diamètre et 7.010 m de hauteur, le flux de l'éthylène traversant le lit est dans le sens ascendant. L'eau et le méthanol éliminés du courant d'éthylène sont retenus dans un lit à tamis moléculaire, ZEOCHEM 13X, composé de 8975 kg de sphères d'un diamètre de 2 à 3 mm environ.

Le tamis est réparti sur deux lits superposés, chacun d'eux est d'une épaisseur de 150 mm, composés de sphères inertes DENSTONE 57, dont le diamètre est de 6.4 mm pour le lit inférieur et 3.2 mm pour le lit supérieur.

Ce type de tamis a une certaine capacité de retenir le dioxyde de carbone, mais pas avec la même efficacité que le lit d'alumine disposé à cet effet dans le réacteur précédent

Les conditions d'opération normales suivantes et les conditions de régénération sont les mêmes que celles d'élimination de dioxyde de carbone.

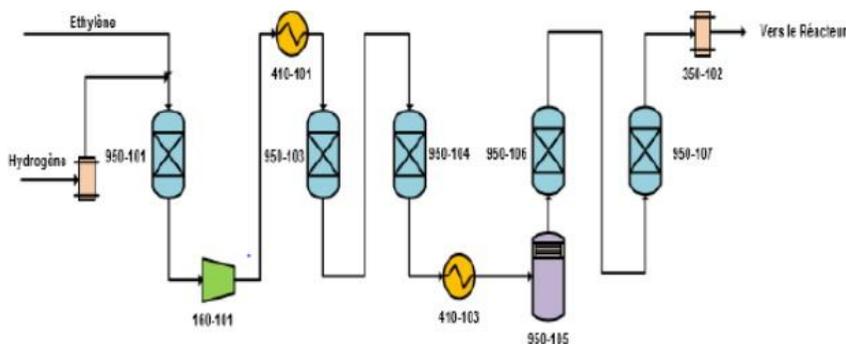


Figure II.2: Procédé du traitement d'Éthylène.

Le tableau suivant représente les teneurs des différentes impuretés après traitement

Tableau.II.2 : Composition de l'éthylène après traitement.

Le constituant	Quantité après traitement
Ethylène C ₂ H ₄	99.9 % mol. Min
Acétylène C ₂ H ₂	2.0 ppm en poids, max
Oxygène O ₂	< 0.5 ppm en poids, max.
CO	< 1.0 ppm en poids, max.
CO ₂	< 0.5 ppm en poids, max
H ₂ O	< 1.0 ppm en poids, max
H ₂	< 1.0 ppm en poids, max
Méthanol CH ₃ OH	< 1.0 ppm en poids, max

II-2-2-Traitements d'hexène

L'hexène s'ajoute à la réaction de polymérisation en tant qu'un comonomère et dont le rôle est de régler la densité du polymère, bien d'autres propriétés seront affectées par l'ajout de l'hexène, comme la flexibilité degré de cristallinité. L'hexène spécifié pour la réaction arrive à l'usine par camion-citerne, à pression atmosphérique et température ambiante. Il est déchargé de la citerne au Réservoir de stockage d'hexène 950-461 moyennant la Pompe de décharge d'hexène, 670-462. Il sera soumis à un processus d'élimination d'eau et de gaz avant que l'on incorpore dans le réacteur. Pour cela, il passe à la Colonne de dégazage d'hexène, 950-111, moyennant les Pompes d'alimentation d'hexène au dégazage 670-463 A/B. l'hexène dégazé passera aux sécheurs d'hexène 950-114 A/B et puis vers le réacteur [5].

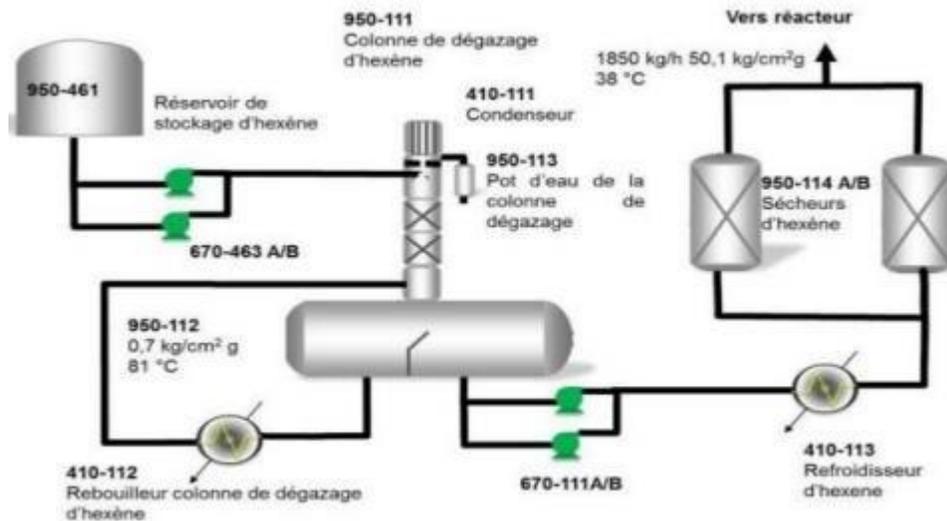


Figure II.3 : Traitement d'hexène

La composition de l'hexène après traitement est présentée dans le tableau suivant :

Tableau II. 3 : Composition de l'hexène après traitement

Le constituant	Quantité après traitement
Hexène C_6H_{12}	<96.0 % en poids.
n- Hexane C_6H_{14}	<1.5% en poids.
Vinylidènes	<1.75 %en poids.
O_2	< 1.0 ppm en poids.
H_2O	< 1.0 ppm en poids.
N_2	< 1.0 ppm en poids.
Soufre total	< 1.0 ppm en poids.

II-2-3-Traitements d'isobutane

Il existe deux types d'isobutane : l'isobutane brut et l'isobutane de recyclage

a) L'isobutane brut

L'isobutane brut reçu l'Usine est transférée aux Réservoirs de stockage d'isobutane brut, 950-462 A/B. Comme l'hexène, l'isobutane brut sera soumis à un processus d'élimination d'eau

et de gaz absorbés dans le courant. Pour cela, il alimente à la Colonne de dégazage d'isobutane brut, 950-121 au moyen des Pompes d'alimentation d'isobutane audégazage 670-461 A/B.

L'isobutane dégazé tombe dans le dépôt d'alimentation d'isobutane brut 950-122 situé au fond de la colonne de dégazage et puis vers les sècheurs d'isobutane brut 950-124 A/B et enfin vers le Filtre d'isobutane brut au réacteur 350-121 [5].

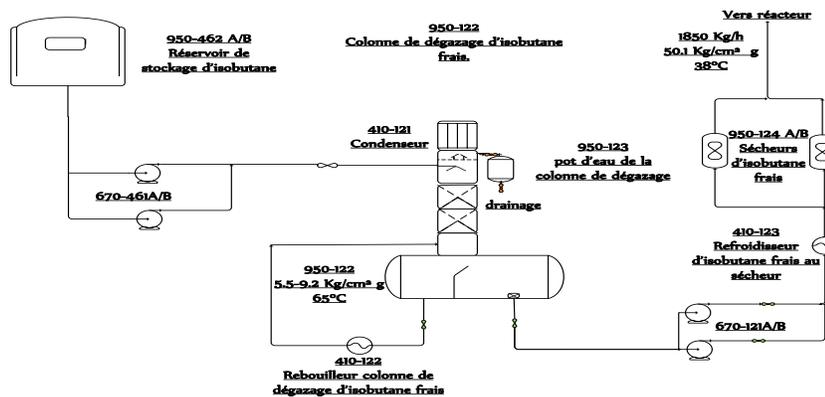


Figure II.4 : Système de Dégazage de l'isobutane brut.

Tableau II.4 : Composition de l'isobutane après traitement

Le constituant	Quantité après traitement
Isobutane C ₄ H ₁₆	95% mol. Min
n- Butane C ₄ H ₁₆	2.5% mol, max.
Propane C ₃ H ₈	2.5 %mol, max.
Oléfines	< 100 ppm en poids, max.
O ₂	< 1.0 ppm en poids, max
CO	< 1.0 ppm en poids, max
CO ₂	< 1.0 ppm en poids, max.
H ₂ O	< 1.0 ppm en poids, max.
H ₂	< 2.0 ppm en poids, max

b) L'isobutane de recyclage

Est l'essentiel de l'isobutane utilisé dans l'unité car il est récupéré dans presque sa totalité. Il est pompé du réservoir de stockage 950-176 vers les sécheurs d'isobutane de recyclage 950-125 A/B.

Il alimente les sécheurs à travers le refroidisseur, dans lequel la chaleur générée lors du pompage est éliminée. Après le refroidisseur, l'eau est éliminée du courant d'isobutane et reste retenue dans un lit de tamis moléculaire. L'isobutane de recyclage, sec purifié, est utilisé comme solvant (milieu réactionnel) dans le réacteur. Les conditions de design pour les sécheurs 950-125 A/B sont respectivement une pression de 57.8 kg/cm^2 et une température de 38°C en opération normale, 9.75 kg/cm^2 et 315°C pour la régénération. [2]

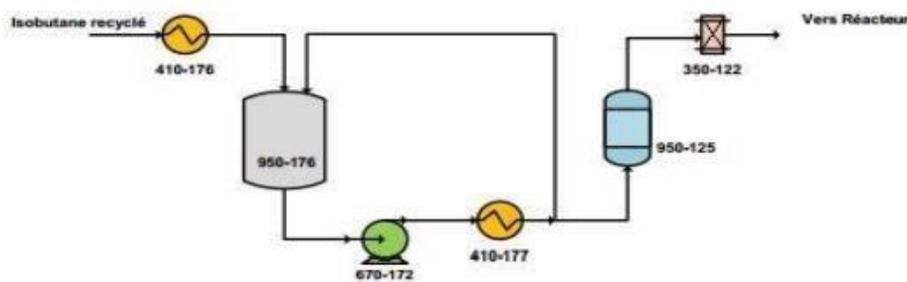


Figure II.5 : Procédé du traitement de l'isobutane recyclé

II-2-4- Traitement Hydrogène

L'hydrogène est ajouté au réacteur pour contrôler l'indice de fluidité du polymère. Celui-ci est en fonction de la longueur de la chaîne de la molécule ; il augmente au fur et à mesure que le poids moléculaire de celle-ci diminue. Une haute concentration en hydrogène augmente l'indice de fluidité du polymère. La composition de l'hydrogène après traitement est la suivante :

Tableau II.5 : Composition de l'hydrogène après traitement

Le constituant	Quantité après traitement
Hydrogène H ₂	99.9% mol. Min
Méthane CH ₄	< 20 ppm en poids
CO	< 1.0 ppm en poids
CO ₂	< 1.0 ppm en poids
H ₂ O (-51°C Point de rosée)	< 1.0 ppm en poids
O ₂	< 1.0 ppm en poids

L'hydrogène est séché dans le sécheur 950-132 A/B d'une épaisseur de calorifugeage de 50mm. L'eau éliminée du courant d'hydrogène est retenue dans un lit de tamis moléculaire de sécheur ZEOCHEM 13X. Avant son entrée dans le réacteur, l'hydrogène passe par le filtre 950-131 A/B. Le tamis est composé de deux lits superposés, chacun d'eux de 150 mm d'épaisseur, composés des sphères inertes. [2]

Le filtre 350-131 A/B d'hydrogène (3.8 m³ /h) élimine les particules dont le diamètre est supérieur à 5 µm, moyennant une surface filtrante de 0.92m², dans une seule cartouche de polypropylène.

Les conditions opératoires normales sont :

- Débit d'hydrogène 25 kg/h
- Pression 54.9 kg/cm²
- Température 38°C

Les conditions de régénération sont :

- Pression : 3.8 kg/cm²
- Température : 290 °C

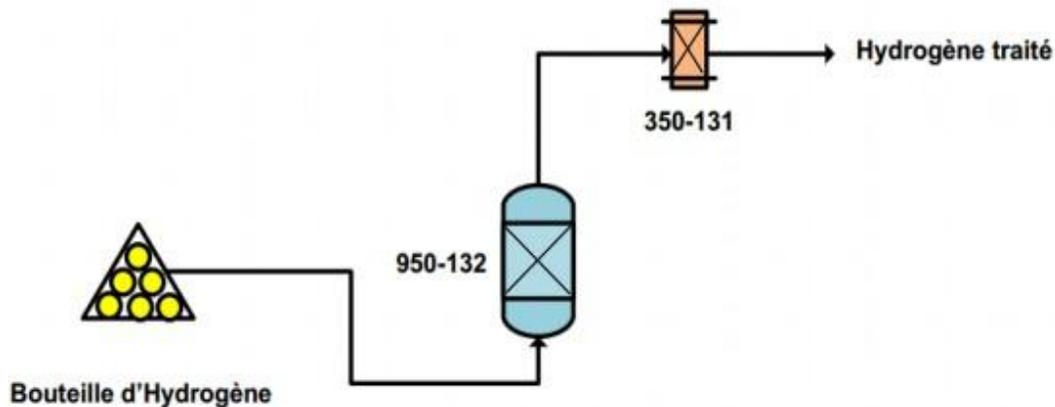


Figure II.6: Procédé du Traitement de l'hydrogène.

II-2-5-Activation du catalyseur

Selon le polymère à fabriquer, deux types de catalyseur peuvent être utilisés. Le type PF (PHILLIPS) exige un processus préalable d'oxydation sur lit fluidifié moyennant de l'air chaud sec, à des températures qui atteignent 982°C. Le type XPF (ZIEGLER) s'alimente au réacteur selon la forme commerciale (sans traitement préalable). Dans les deux cas, il est dosé selon une proportion appropriée, comme "slurry" (coulis) avec de l'isobutane [5].

•Le catalyseur PF et son activation

Le catalyseur de chrome (PF), avant d'être incorporé au réacteur, doit être activé moyennant réchauffement, par lots, dans un lit fluidifié avec de l'air provenant de l'Usine. Le principal objectif de l'activation du catalyseur PF, est d'éliminer l'eau et les volatiles par le contact avec de l'air sec et chaud dans un lit fluide. En plus de l'élimination de l'eau issue du catalyseur, le changement de l'état d'oxydation du chrome, de Cr^{+3} à Cr^{+6} aura lieu. Dans le réacteur, en contact avec l'éthylène, la valence du chrome passe de Cr^{+6} à Cr^{+2} .

•Four de l'Activateur (360-421)

L'air d'activation préchauffé dans le préchauffeur d'air d'activation 360-422, s'alimente à l'Activateur du catalyseur 950-423. La température du lit est maintenue au moyen du Four de l'activateur 360-421. Celui-ci, de 1725 mm de diamètre intérieur et 4520 mm de

longueur, construit en acier au carbone, avec isolation par des modules en fibre céramique, possède des conditions de design de $0,07 \text{ kg/cm}^2 \text{ g}$ et 1038°C [5].

• **Activateur du Catalyseur (950-423)**

L'air provenant du préchauffeur d'air d'activation 360-422 s'alimente à l'activateur du catalyseur 950-423, à travers une grille de distribution de 1092 mm de diamètre, située au fond de celui-ci. L'activateur du catalyseur est composé d'un dépôt intérieur de 1066 mm de diamètre interne et de 6249 mm de longueur entre tangentes, construit en Inconel, à l'intérieur d'un dépôt de 1550 mm de diamètre extérieur et 8020 mm de hauteur, construit en acier au carbone avec du matériau réfractaire en modules de fibre céramique. Le dépôt interne où a lieu la fluidisation du catalyseur, avec des conditions d'opération de $0,35 \text{ kg/cm}^2 \text{ g}$ et 875°C , a des conditions de design de $0,5 \text{ kg/cm}^2 \text{ g}$ et 982°C respectivement pour la pression et la température [5].

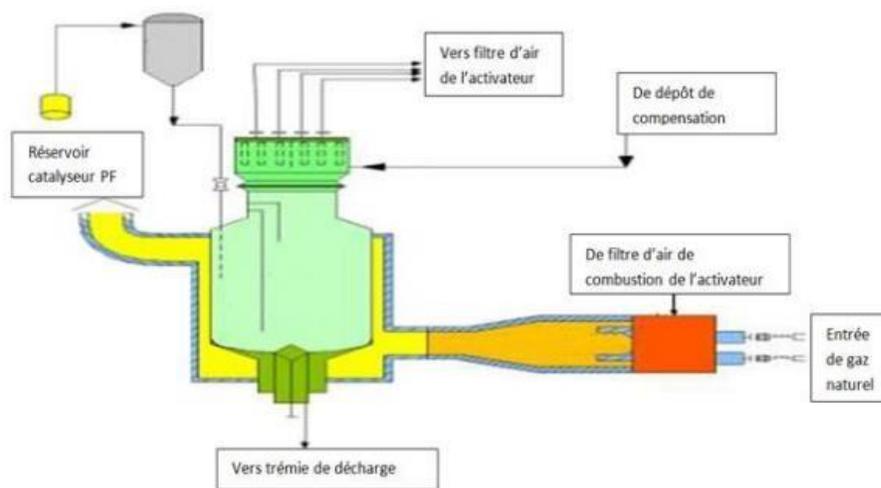


Figure II.7 : Procédé de l'activation du catalyseur

II.3 Le réacteur et la zone de purification et de récupération

II.3.1 Le réacteur et son alimentation

Le réacteur 950-155 est une tuyauterie de diamètre interne de 560 mm en forme de boucle, unis par des tronçons horizontaux. Les tronçons verticaux disposent de chemises calorifugées pour la réfrigération, ont des conditions de design qui sont une pression de 15 kg/cm²g et une température de 142°C. Le réacteur, d'une capacité de 78.3 m³ et d'une longueur de 304 m, possède des conditions de design de 56.3 kg/cm² g et 142°C pour la pression et la température respectivement.

Pendant le fonctionnement, les conditions opératoires sont de 42.2 kg/cm² et de 85 à 110°C.

Le réacteur dispose de six pattes de décantation, de tuyauteries longues de 2210 mm et de diamètre extérieur de 27.3 mm, qui partent d'un des tronçons horizontaux du réacteur 950-155. La fonction de la patte de décantation est de concentrer le polymère solide contenu dans le mélange polyéthylène-isobutane par décantation, avant que le produit soit déchargé dans la chambre de flash 950-161[12].

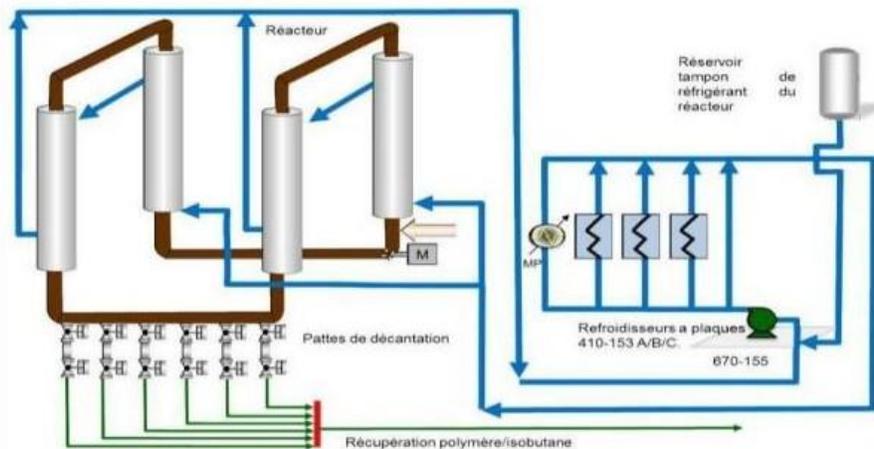


Figure II.8 : Procédé de polymérisation

Après traitement des matières premières dans les différentes sections précédentes, elles sont envoyées vers le réacteur pour l'alimenter.

L'isobutane de recyclage, l'hydrogène, l'hexène-1 et l'éthylène arrivent au réacteur par

une ligne principale d'alimentation de réacteur, l'hexène et l'isobutane de recyclage sont mélangés dans un mélangeur statique d'isobutane/hexène. [12]

L'hydrogène se mélange avec l'éthylène et s'additionne au courant d'isobutane de recyclage/hexène à la sortie du mélangeur. L'alimentation du réacteur est ajustée en fonction de certaines variables. Le liquide contenu dans le réacteur circule à 8,6 m/s approximativement au moyen d'une pompe spéciale du réacteur (elle peut entraîner les 3 phases en même temps).

La réaction de polymérisation est exothermique, à raison de 800 kilocalories par kilogramme de polymère formé. Cette chaleur de réaction s'élimine au moyen du système de réfrigération du réacteur ; celui-ci est conçu tant pour le chauffage que pour le refroidissement, le réfrigérant circule dans les chemises des quatre pattes verticales du réacteur. [12]

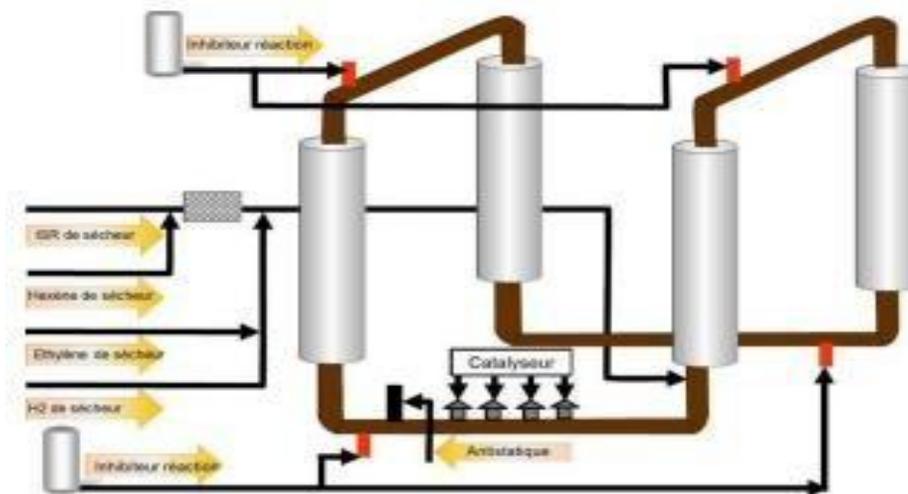
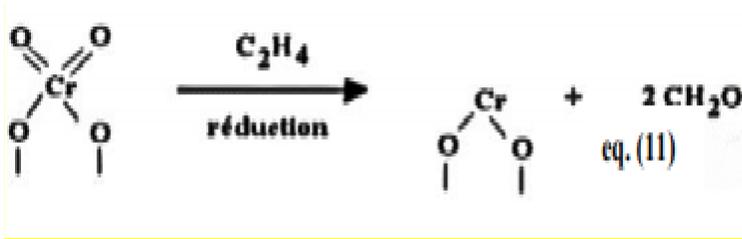


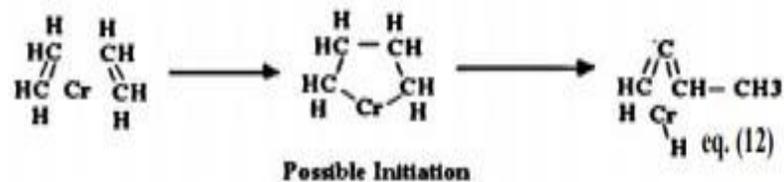
Figure II.9 : Les alimentations du réacteur.

Mécanisme réactionnel : La polymérisation de l'éthylène avec le catalyseur PF est radicalaire, cependant elle suit les trois étapes suivantes : Initiation, propagation et terminaison.

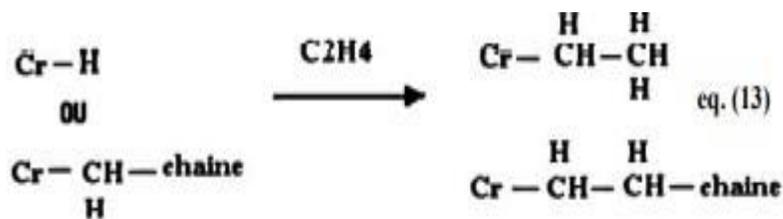
➤ Le catalyseur passe d'abord par son état de réduction selon la réaction :



➤ Initiation : dans cette étape, il y a formation de fragment libre.



➤ Propagation



➤ Terminaison



Le temps de séjour du polymère est en fonction du débit de production du polymère et de la concentration des solides dans le réacteur. Les conditions opératoires sont choisies de manière à ce que 36 % en poids du mélange réactionnel dans le réacteur soit solide.

Le temps minimum de séjour pour les réacteurs industriels n'est pas clairement défini. Pour maintenir une productivité du catalyseur d'environ 3 000 kg de polymère par 1 kg de

Le catalyseur de chrome, le temps minimum de résidence dans le réacteur serait de l'ordre de 1 heure [12].

Durant une heure de séjour des réactifs dans le réacteur, il y a une production continue du polymère sous forme de poudre. La poudre circule avec les réactifs dans l'isobutane

II.3.2 Pattes de décantation de la poudre

Le fond du réacteur comporte 6 pattes de décantation, chacune possédant 2 vannes en série, une vanne de blocage en tête et une vanne de décharge au fond, qui s'ouvrent et se referment alternativement pour récupérer la poudre. [5]

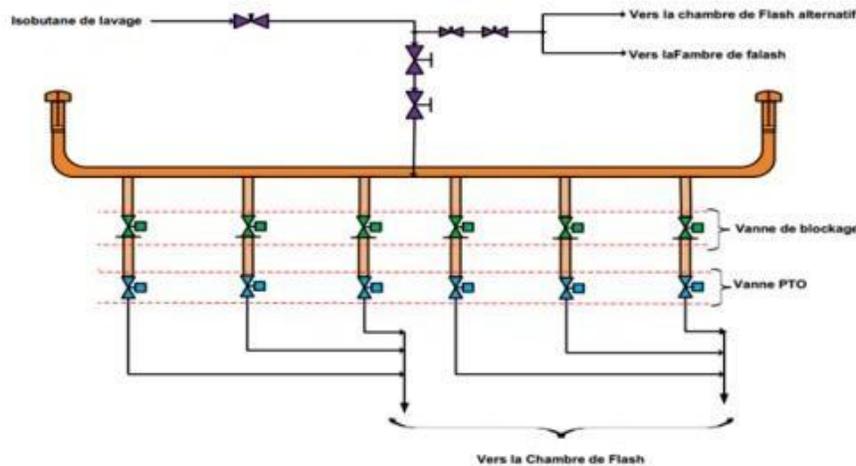


Figure II.10 : Les pattes de décantation.

La poudre déchargée du réacteur est conduite par les lignes de flash chauffées avec de l'eau vers la chambre de flash où elle se sépare de l'isobutane par détente et vaporisation de l'isobutane.

L'isobutane est récupéré en tête de la chambre de flash et le polymère est mené par le fond vers la colonne de purge. Le mélange réduit sa pression de 42.2 kg/cm².g, pression normale d'opération dans le réacteur, à 0.37 kg/cm².g, (la pression normale d'opération dans la chambre de flash). Moyennant des lignes de flash, le mélange est réchauffé par de l'eau chaude pour favoriser la vaporisation de l'isobutane, l'éthylène, l'hexène et l'hexane présents[12].

II.3.3 Purification et récupération du gaz de recyclage

Le gaz de flash provenant de la tête de la Chambre de flash 950-161 va être soumis à un système de récupération de solides, purification et récupération du solvant.

Le gaz de flash après avoir traversé le Cyclone de fines de la Chambre de flash, est envoyé au Filtre à manches de la Chambre de flash 350-162, et au Filtre de garde de gaz de recyclage 350-171 A/B, pour récupérer les solides qu'entraîne le courant.

Une fois les solides récupérés, le gaz est envoyé à un système de purification du gaz à travers le Compresseur de gaz de recyclage 160-171 A/B. Après la compression, le courant entre dans la Colonne d'isobutane de recyclage 950-173 pour séparer l'isobutane

De composants tels que l'éthylène, l'hexène, l'hexane et autres produits lourds qu'il comporte.

L'extraction latérale de la colonne est de l'isobutane de recyclage récupéré qui est envoyé au Réservoir de stockage d'isobutane de recyclage 950-176. Le courant de tête est de l'isobutane riche en éthylène qui est envoyé à l'Accumulateur de la colonne de recyclage 950-174 à travers le Condenseur de la colonne de recyclage 410-173. Les non condensables sont alimentés à la colonne d'évent d'éthylène 950-175 pour la séparation de l'isobutane. Le courant du fond est envoyé à la Colonne des-hexaniseuse. On va y récupérer 100 % de l'isobutane et 95 % de l'hexène/hexane envoyé. La vapeur de tête de cette colonne est envoyée à l'Accumulateur de la deshexaniseuse 950-182 à travers le Condenseur de la deshexaniseuse 410-182. Le liquide du fond, le courant d'hexène et d'hexane sont envoyés à la torche [5].

II.3.4 Récupération du gaz de purge

Le gaz provenant du Filtre à manches de la colonne de purge 350-164 ou directement depuis la Colonne de purge 950-162, dans le cas où il aurait été dévié par la ligne de by-pass du filtre à manches, s'alimente au Système de récupération de gaz de purge, à travers le Booster de gaz de purge 050-191.

Dans le système de récupération de gaz de purge, l'isobutane est récupéré du courant d'azote et l'azote est recyclé vers la Colonne de purge 950-162, pour la réchauffer.

le gaz de purge provenant du filtre à manches de la colonne de purge 350-164 à travers le Filtre de gaz de purge 350-191 A/B, arrive au Séparateur d'aspiration du 1^{er} étage du

compresseur de gaz de purge 950-192 à travers le Refroidisseur du compresseur, Le courant provenant du Dépôt d'aspiration du 1er étage du compresseur de gaz de purge est comprimé de 0,73 kg/cm² g jusqu'à 36,53 kg/cm² g, au moyen du Compresseur de gaz de purge 160-192. Le courant de gaz est refroidi avant chaque étage de compression. La décharge finale du compresseur se refroidit dans le Refroidisseur final du compresseur de gaz de purge 410-195. Chaque étage possède son propre dépôt d'aspiration

La décharge du compresseur passe au système de séparation d'isobutane/azote du gaz de purge par refroidissement, dans lequel on récupère de l'azote et on l'envoi de nouveau à la colonne de purge [5].

II.3.5. Transport pneumatique et de finition

Dans la chambre de flash, la chaleur nécessaire pour garantir la vaporisation complète des hydrocarbures, qui accompagnent le polymère, est apportée. Le polymère se décharge par gravité à partir du fond de la chambre de flash à la colonne de purge. [10] Une fois la poudre déchargée de la colonne de purge ou de la chambre de flash alternative, elle entre dans le système de transport pneumatique et de finition, dans l'aire sèche de l'usine.

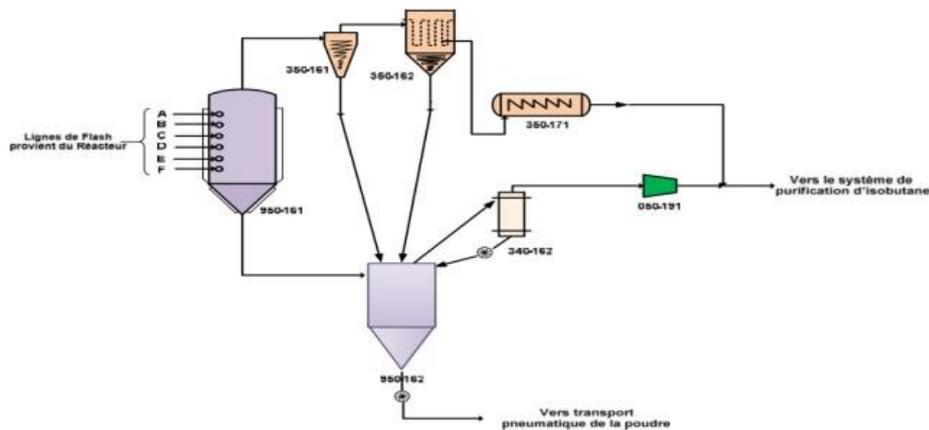


Figure II.12 : Système de récupération du polymère.

Le polymère déchargé peut être stocké en tant que poudre dans les silos de poudre pour l'alimentation postérieure de l'extrudeuse ou peut alimenter directement l'extrudeuse. Le transport de la poudre est pneumatique et se fait au moyen de l'azote.



Figure II.13 : les silos de stockage de la poudre, granulé

Avant d'introduire de la poudre dans l'extrudeuse, elle passe par un système de dosage pour ajouter des additifs (antioxydant, des brillants, ...), le premier doseur est le doseur concentré, où il se mélange une faible quantité de la poudre vierge avec une grande quantité d'additifs, le deuxième doseur est le doseur de dilution, où on ajoute la poudre dosée à des grandes quantités de la poudre vierge.

Puis le tout est envoyé vers l'extrudeuse. La poudre est extrudée sous forme de granulés dans l'extrudeuse. Le granulé de sortie de l'extrudeuse, après séchage, se décharge dans les silos mélangeurs, puis dans les silos de produit finis ou bien le silo hors spécification, moyennant le transport pneumatique avec de l'air.

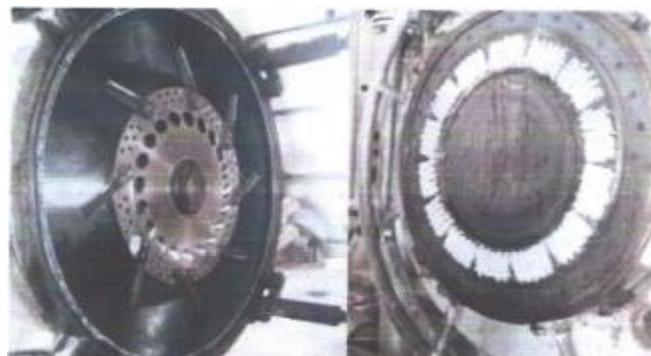


Figure II.14 : principaux compartiments de l'extrudeuse

Le granulé est envoyé des silos mélangeurs ou du silo de produit hors spécifications vers les silos de stockage de granulés pour être commercialisé en vrac ou vers les silos d'alimentation des lignes d'ensachage, moyennant le transport pneumatique avec de

l'air. [5]



Figure II.15: stockage de produit fini

Conclusion

Le procédé décrit n'est pas adéquat pour l'obtention de tous les grades de produit. Par exemple, l'hydrogène est inclus dans les recettes de certains grades uniquement. Grâce à l'expérience accumulée par le personnel au fil du temps, des modifications sont apportées de temps en temps, principalement pour contrôler les paramètres importants tels que la température, la concentration d'éthylène et le taux de solide dans le réacteur. Ces ajustements visent à obtenir un produit conforme aux normes requises, telles que l'indice de fluidité et la densité.

Chapitre III : partie pratique

Introduction

Après la réaction de polymérisation, le taux de conversion de l'éthylène est d'environ 96%, ce qui entraîne la présence de quantités d'éthylène non converti. Pour un débit moyen de conception de l'éthylène de 23 190 kg/h, cela représente un débit de 927,6 kg/h d'éthylène non réagi. En Algérie, plus précisément pour la SONATRACH, cette quantité d'éthylène est directement envoyée vers la torche. À un débit de 927,6 kg/h et un prix moyen de 1000 euros/tonne, les pertes annuelles sont estimées à 8 125 776 euros/an. Cela représente une perte économique considérable qui entraîne également une pollution de l'environnement et de l'air. Notre travail consiste à proposer l'une des solutions qui peut être mise en œuvre pour récupérer l'éthylène non réagi. Dans le but d'atteindre cet objectif, notre travail propose une méthode pouvant être utilisée pour récupérer l'éthylène non réagi. Cela implique la simulation d'une section de récupération d'éthylène cryogénique, suivie d'une étude technico-économique pour évaluer la faisabilité de la mise en place de cette installation.

III.1 Présentation du simulateur HYSYS

Le simulateur HYSYS est un outil de simulation et de conception avec une large gamme de fonctionnement et de fonctionnalités avancées. Tout changement spécifié sur un élément sera répercuté sur tout le modèle. C'est un outil de simulation interactif intégrant la gestion d'événements (Event driven) : c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique, non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet [13].

III.2 Le choix de l'équation d'état (EOS)

Le choix de l'équation d'état est dicté par la recherche d'un compromis entre la simplicité de la forme mathématique et l'étendue du domaine d'application et de la précision souhaitée. Le tableau III.1 résume les intervalles de température

Et pression des modèles PR et SRK :

Le tableau III.1 : Les conditions opératoires des modèles PR et SRK

Modèle thermodynamique	Température (°C)	Pression (bar)
PR	>-271	<1000
SRK	>-143	<350

Les équations de Peng-Robinson (PR) et de Soave-Redlich-Kwong (SRK) sont largement utilisées dans l'industrie, particulièrement pour le raffinage, le traitement du gaz et la simulation des procédés industriels pétrochimiques. D'après le tableau III.1 l'équation de peng robinson (PR) supporte une large gamme en température et de pression.

III.2.1 Validation du modèle

La validation du modèle thermodynamique passe par la comparaison de valeurs simulées du design avec les données du concepteur.

Tableau III.2 : les conditions opératoires réelles utilisées pour la simulation.

Le Constituant	Gaz de recyclage Débit (Kg/h) :18260 T=102,9°C ; P=1559kPa (%mol)	Gaz de purge Débit (Kg/h) :650 T = 35 °C ; P= 1618 kPa (%mol)
Hydrogène	0.003815	0.000000
Azote	0.001352	0.036238
n-Hexane	0.000708	0.003652
1-Hexène	0.002279	0.010168
n-butane	0.024615	0.031210
i-butane	0.845289	0.892686
Propane	0.001501	0.000874
Ethylène	0.117556	0.019431
Ethane	0.002486	0.005740
Méthane	0.000399	0.000000

Tableau III.3 : Conditions de la colonne de purification (950-173)

Données	Paramètres	HYSYS	Design	Erreur relative%
Isobutane Soutiré	Température (°C)	82,66	83,4	0,69
	Pression (KPa)	1435	1430	1,05
	Débit (kg/h)	13590	17100	0,94

D'après le tableau III.3, les erreurs relatives pour les trois paramètres sont acceptables, donc le modèle de Peng-Robinson est valide

III.3 Démarche pour la simulation

III.3.1 simulation de la section de purification

L'alimentation de la colonne provient du compresseur de gaz de recyclage, 160-171 A/B, et est introduite au plateau 5 de la colonne d'isobutane de recyclage, 950-173. La capacité de la colonne est de 33,5 m³. En conditions opérationnelles de 13,4 kg/cm² g et 110°C au fond et de 13,2 kg/cm² g et 67°C à la tête, les conditions de design de la colonne sont respectivement de 15 kg/cm².g et 170°C pour la pression et la température. La colonne, composée de 34 plateaux à soupapes en acier au carbone, est conçue pour maintenir une teneur en éthylène inférieure à 5 ppm dans l'isobutane de recyclage, pour éliminer un peu d'hexène-1, de composés lourds et de n-hexane, ainsi que pour dégazer l'isobutane en éliminant les gaz absorbés.

L'isobutane de recyclage, extrait du plateau 25, est envoyé au réservoir de stockage d'isobutane de recyclage, 950-176. La sortie du condenseur de la colonne de recyclage alimente l'accumulateur de la colonne de recyclage, 950-174. Les vapeurs,

Principalement de l'éthylène, provenant de l'accumulateur de la colonne de recyclage 950-174, sont dirigées vers la colonne d'évent d'éthylène, 950-175.

La colonne est construite en acier au carbone et est équipée de deux lits, chacun d'une hauteur de 3 000 mm, remplis d'anneaux Pall en acier inoxydable de 25 mm, permettant la séparation de l'éthylène et de l'isobutane. [5]

Les paramètres de design de l'alimentation entrée dans la colonne 950-173 sont :

- Débit: 14500,66 kg/h
- Pression: 14.98 kg/cm²
- Température : 109.61 °C

Tableau III.4 : Composition de la charge entrante dans la colonne 950-173.

Constituants	Fraction molaire {%mol}
n-Butane	0.0242
Hydrogène	0.0083
Isobutane	0.8379
Méthane	0.0004
Ethylène	0.1157
Propane	0.0015
Azote	0.0111
1-Hexène	0.0022
Hexane	0.0007
Ethane	0.0024

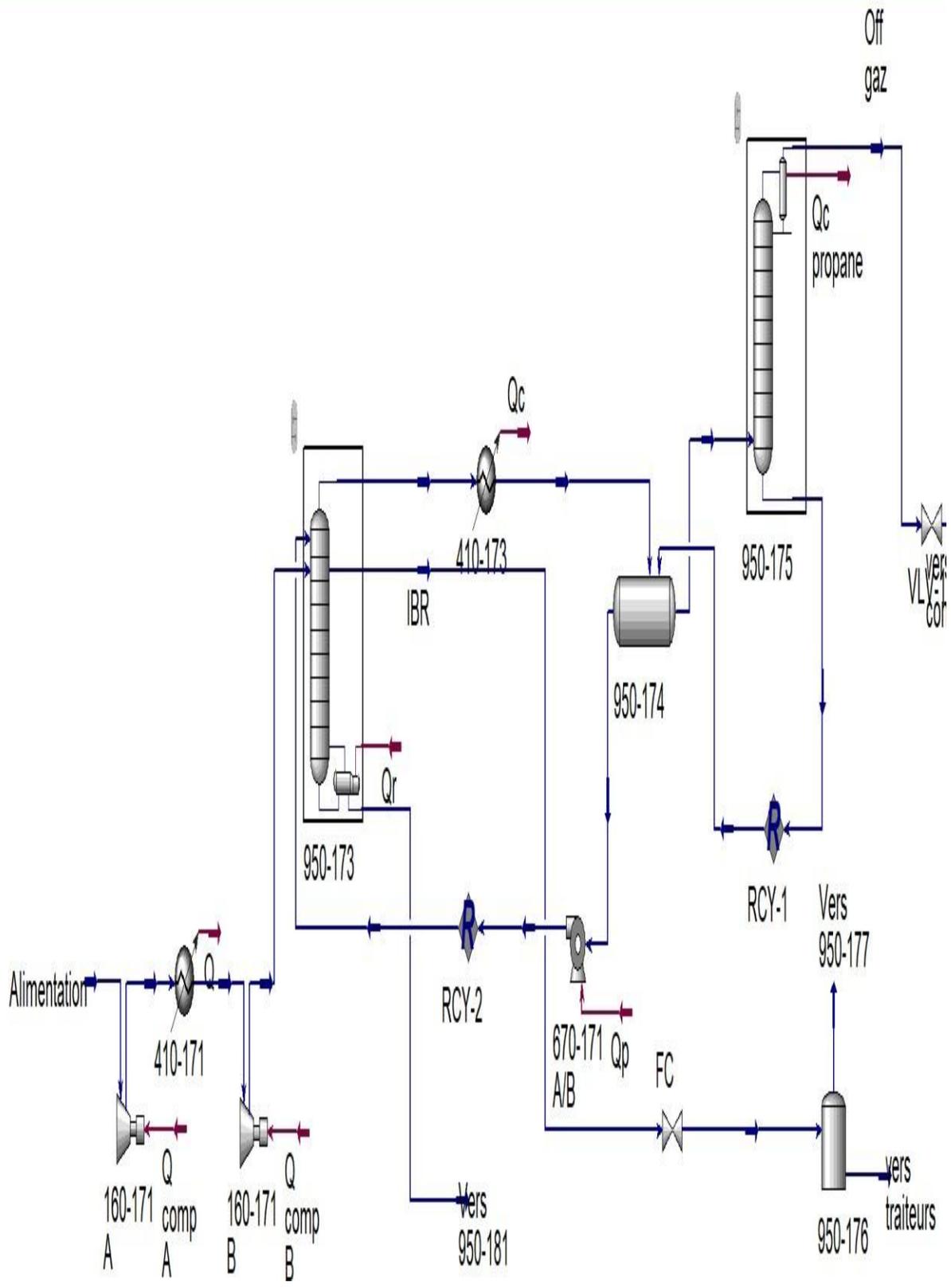


Figure III.1: PFD de la section de purification de l'IBR

III.3.2 Comparaison des résultats entre le cas design et le cas simulé

La simulation de la section de purification effectuée à l'aide du logiciel HYSYS, a donné des résultats qui ont été comparés avec les paramètres de design retirés directement du PFD (process Flow Dia-gram) de l'unité CP2K (Annexe 1 et 2).

Les résultats sont représentés dans les tableaux IV.3 et IV.4 ci-dessous

Tableau III.5 : comparaison des compositions de tête de la colonne 950-175 entre le cas désigne et le cas simulé

Constituant	Fraction molaire design	Fraction molaire HYSYS
Hydrogène	0,0268	0,0270
Azote	0,0958	0,0803
Méthane	0,0028	0,0028
Ethylène	0,8303	0,8437
Ethane	0,0176	0,0180
Propane	0,0039	0,0072
Isobutane	0,0226	0,0209
n-Butane	0,0002	0,0000
1-Hexène	0,0000	0,0000

Tableau III.6 : comparaison des paramètres de sortie de tete de la colonne 950-175

	Design	HYSYS	Erreur %
Température (C°)	-28,89	-29	0,38
Pression (kg/cm ²)	13.6	13,6	0,00
Débit (kg/h)	1057	1048	0,85
Fraction molaire en ethylène	0,8303	0.8425	1,46

Les écarts obtenus pour tous les paramètres et fractions sont inférieurs à 4%, ce qui signifie que les résultats de la simulation sont très proches des résultats de design. Cela confirme que la simulation est correcte, que le modèle thermodynamique de Peng-Robinson permet de prédire le comportement de toute la section de purification [13].

III.3.3 Simulation de la section de récupération de l'éthylène non réagi :

Nous avons commencé par établir des paramètres opératoires pour faire fonctionner la colonne cryogénique afin de récupérer l'éthylène non réagi. Ces paramètres ont été basés sur les données de sortie de la colonne d'évent d'éthylène 950-175. Ensuite, nous avons utilisé le logiciel HYSYS et la fonction "Distillation Shortcut" pour estimer le nombre de plateaux requis pour la séparation et pour déterminer le plateau d'alimentation optimal en injectant ces paramètres dans le logiciel. [13]

Les paramètres utilisés pour l'alimentation de la colonne « Short Cut » sont :

- Débit d'éthylène : 1 057 kg/h
- Pression: 13.6 kg/cm²
- Température : -28.89 °C

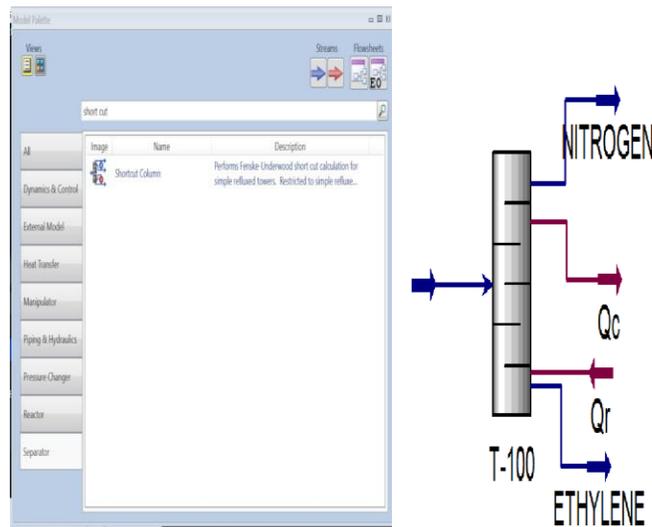


Figure III.2 : La colonne « Short Cut ».

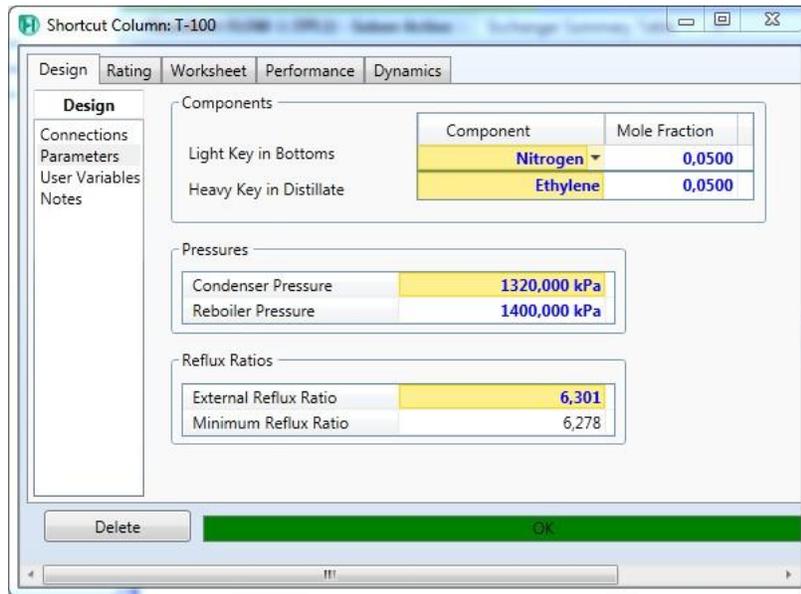


Figure III.3 : Les paramètres de la colonne « Short Cut ».

Les données indiquées donnent une colonne de 16 plateaux avec alimentation de la charge dans le douzième (12^{ème}) plateau. Mais les températures du rabouilleur et du condenseur sont très basses (-113.9 et -239.2 °C respectivement).

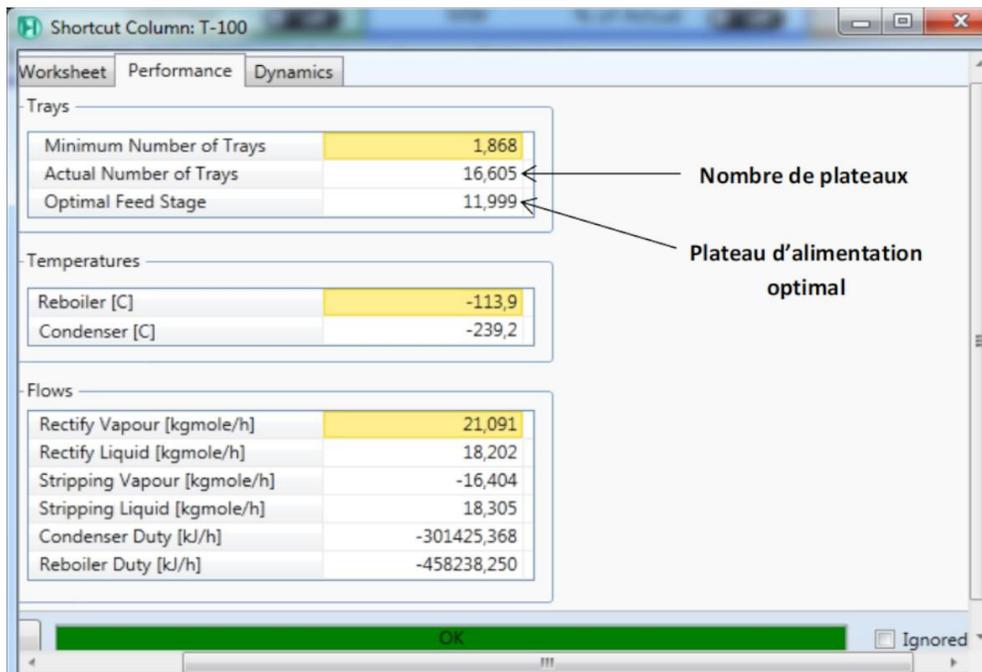


Figure III.4 : Environnement de la colonne « Short Cut ».

III.4 Récupération par distillation cryogénique

III.4.1 Simulation de la section cryogénique

Selon les résultats de la simulation de la colonne "short cut", les températures du rebouilleur et du condenseur sont très basses et impossibles à atteindre avec les systèmes de réfrigération disponibles utilisant le propane et l'éthylène. Par conséquent, des optimisations sont nécessaires pour cette colonne.

L'augmentation de la pression entraîne une augmentation des températures, ce qui permet d'élever les températures du rebouilleur et du condenseur à un niveau où l'utilisation de systèmes de réfrigération au propane et à l'éthylène devient possible. Pour cela, nous avons utilisé un compresseur centrifuge afin d'atteindre une pression de 28 kg/cm², une pression suffisamment élevée pour obtenir des températures de réfrigération atteignables avec le propane et l'éthylène.

Les paramètres utilisés pour l'alimentation de la colonne cryogénique sont :

Temperature [C]	-29,00
Pressure [kg/cm2]	13,60
Molar Flow [kgmole/h]	37,29
Mass Flow [kg/h]	1048

Le nombre de plateaux et le plateau d'alimentation optimal de la colonne de récupération d'éthylène non réagi ont été tirés de la simulation précédente (Colonne « short cut »), donc cette colonne comporte seize (16) plateaux et s'alimente depuis le douzième (12^{ème}) étage.

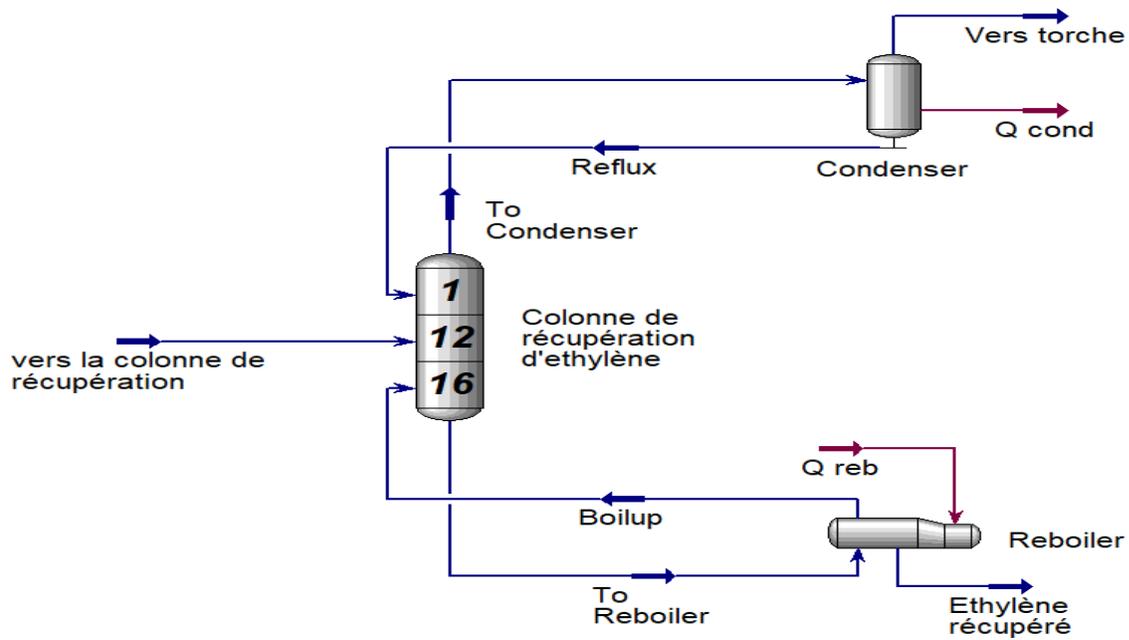


Figure III.5 : PFD de la colonne de récupération d'éthylène non réagi.

L'efficacité de chaque plateau a été réglée à 80%, les graphes suivants illustrent les profils de température a la pression ainsi que les profils des fractions molaires de l'éthylène, et les légers au sein de la colonne :

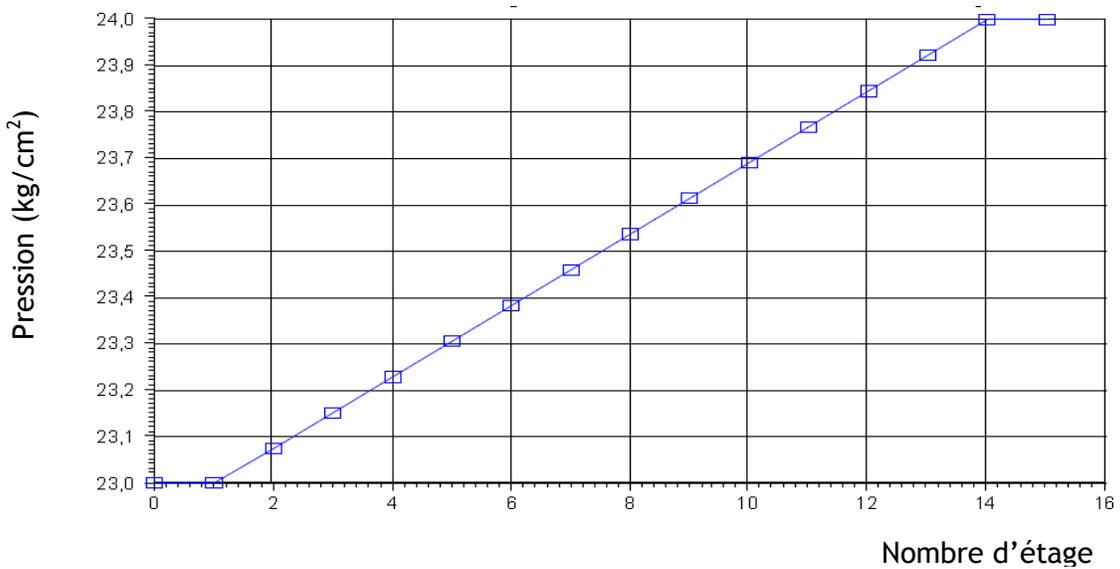


Figure III.6 : Profil des pertes de charge (bar), le long de la colonne

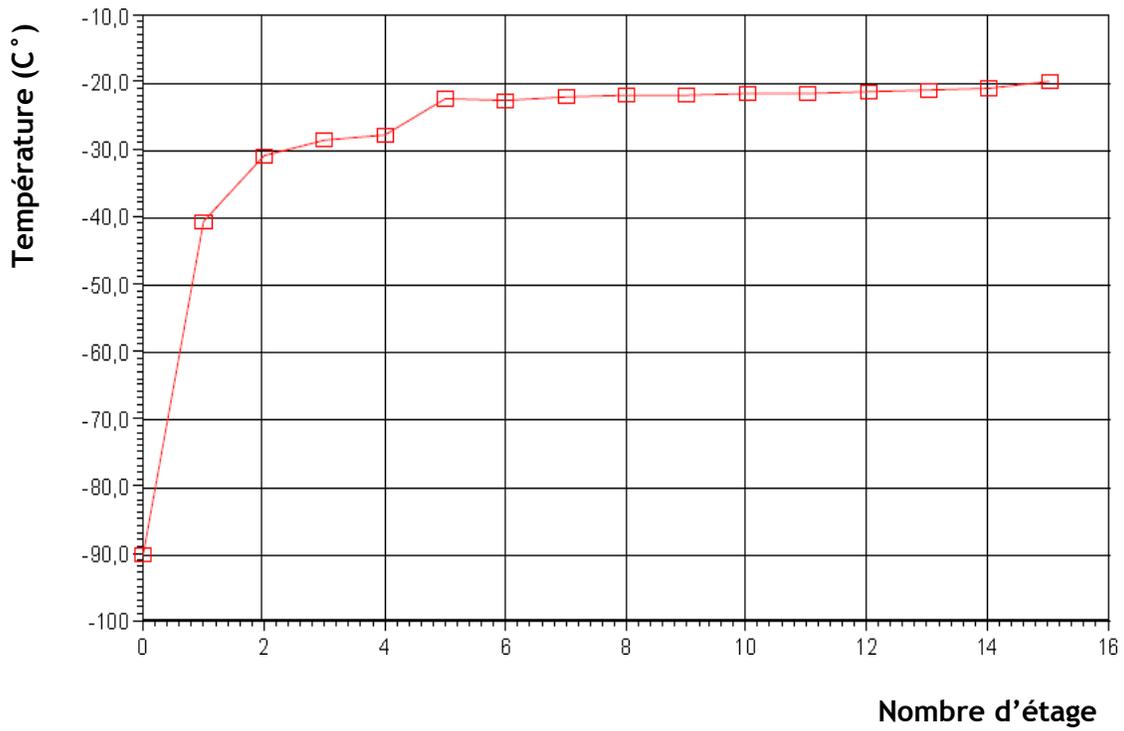


Figure III.7 : Profil de température (°C), en fonction du numéro de plateau.

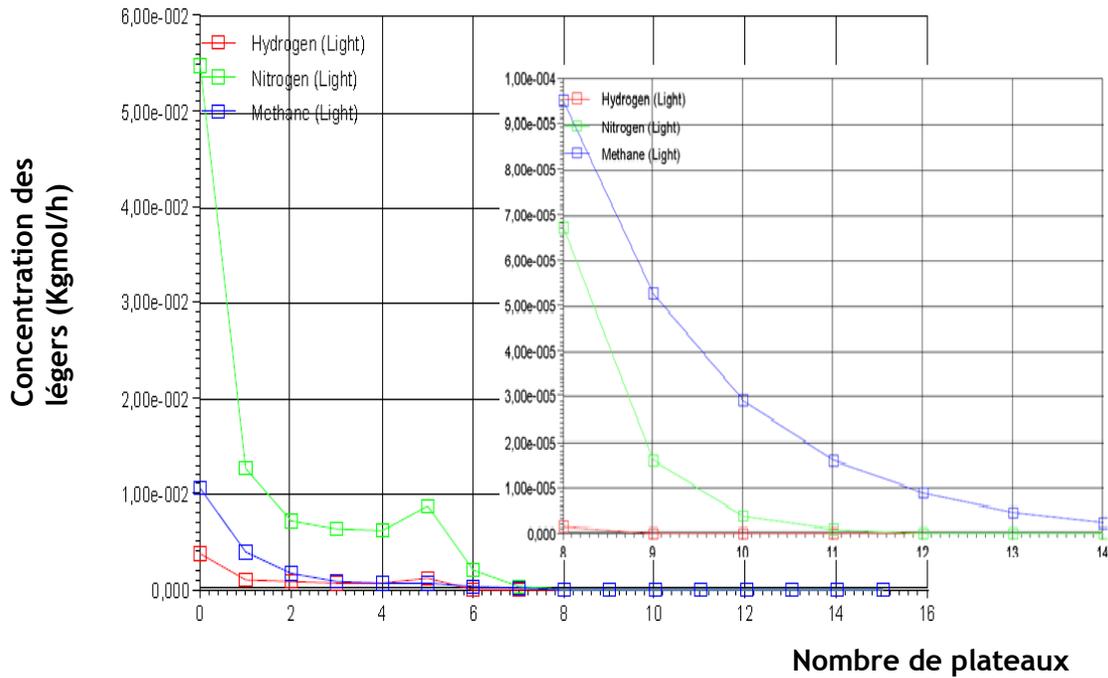


Figure III.8 : Profil de la fraction molaire des légers, H₂, N₂, C₁, le long de la colonne.

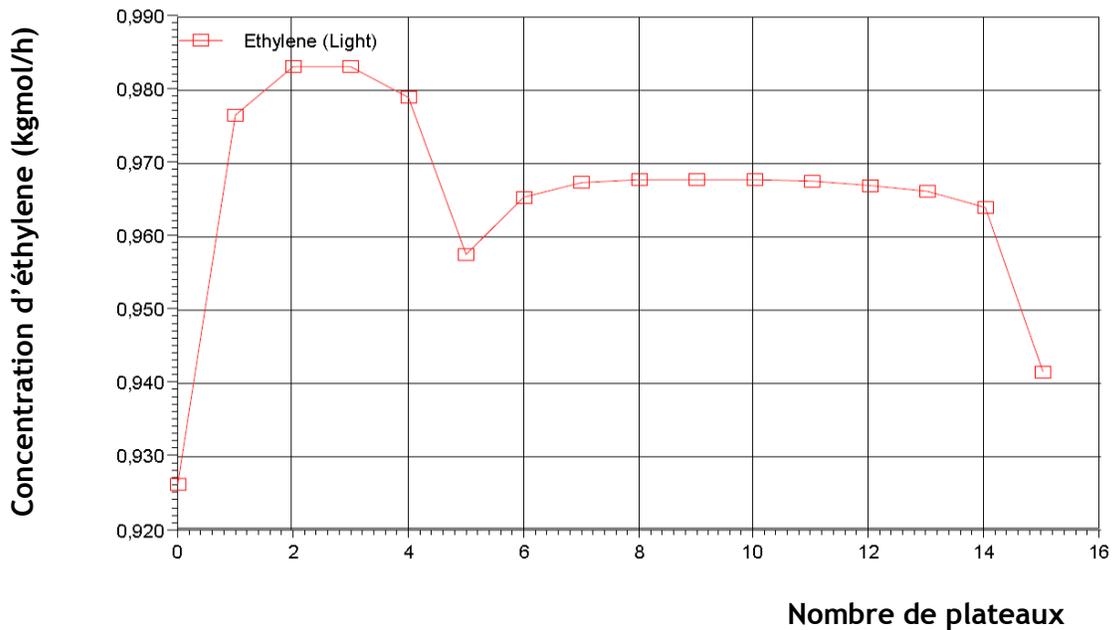


Figure III.9 : Profil de la fraction molaire de l'éthylène dans les deux phases liquides et les vapeurs le long de la colonne.

III.4.2 Interprétation des profils de la colonne :

La Figure III.6 présente le profil des pertes de charge (en bars) le long de la colonne, montrant que la pression varie entre 23 et 24 bars sur les quatorze plateaux, confirmant ainsi le respect des conditions proposées dans la colonne de distillation.

La Figure III.7 illustre le profil de température, où l'intervalle de température va de -90°C à -20°C , mais les cinq premiers plateaux présentent des changements de température très importants. Cela explique qu'une grande partie de la séparation se produit dans ces cinq premiers plateaux, ce qui est confirmé par la Figure III.8, où la concentration en éthylène liquide diminue légèrement dans ces plateaux. Cependant Il ne faut pas négliger l'importance des autres plateaux où la température ne subit pas de grands changements, mais qui permettent l'élimination des composés plus légers de l'éthylène.

La Figure III.9 montre que la fraction d'éthylène dans la phase liquide reste presque stable le long de la colonne, ce qui suggère un éventuel soutirage latéral de l'éthylène. Cependant, cette possibilité est rejetée en raison de la pureté obtenue. Les résultats de la simulation sont résumés dans les tableaux suivants [13].

Tableau III.7 : Composition des incondensables et de l'éthylène récupéré.

Constituant	Fraction molaire de la tête de la colonne	Fraction molaire du fond de la colonne	Taux de récupération (%)
Azote	0.6578	0.0002	0.35
Méthane	0.0177	0.0002	0.0302
Ethylène	0.1394	0.9467	94.06
Ethane	0.0002	0.0206	99.008
Propane	0.0000	0.0083	100
Isobutane	0,0000	0.0239	100
n-Butane	0,0000	0,0000	100
1-Hexène	0,0000	0,0000	100
Hexane	0,0000	0,0000	100
Hydrogène	0.1850	0.0000	0.815

Tableau III.8 : Les paramètres de fonctionnement du condenseur et du rebouilleur.

	Condenseur	Rebouilleur
Température (°C)	-85	-12.46
Pression (Kg/cm ²)	28.45	29
Débit massique (kg/h)	105.8	941.9

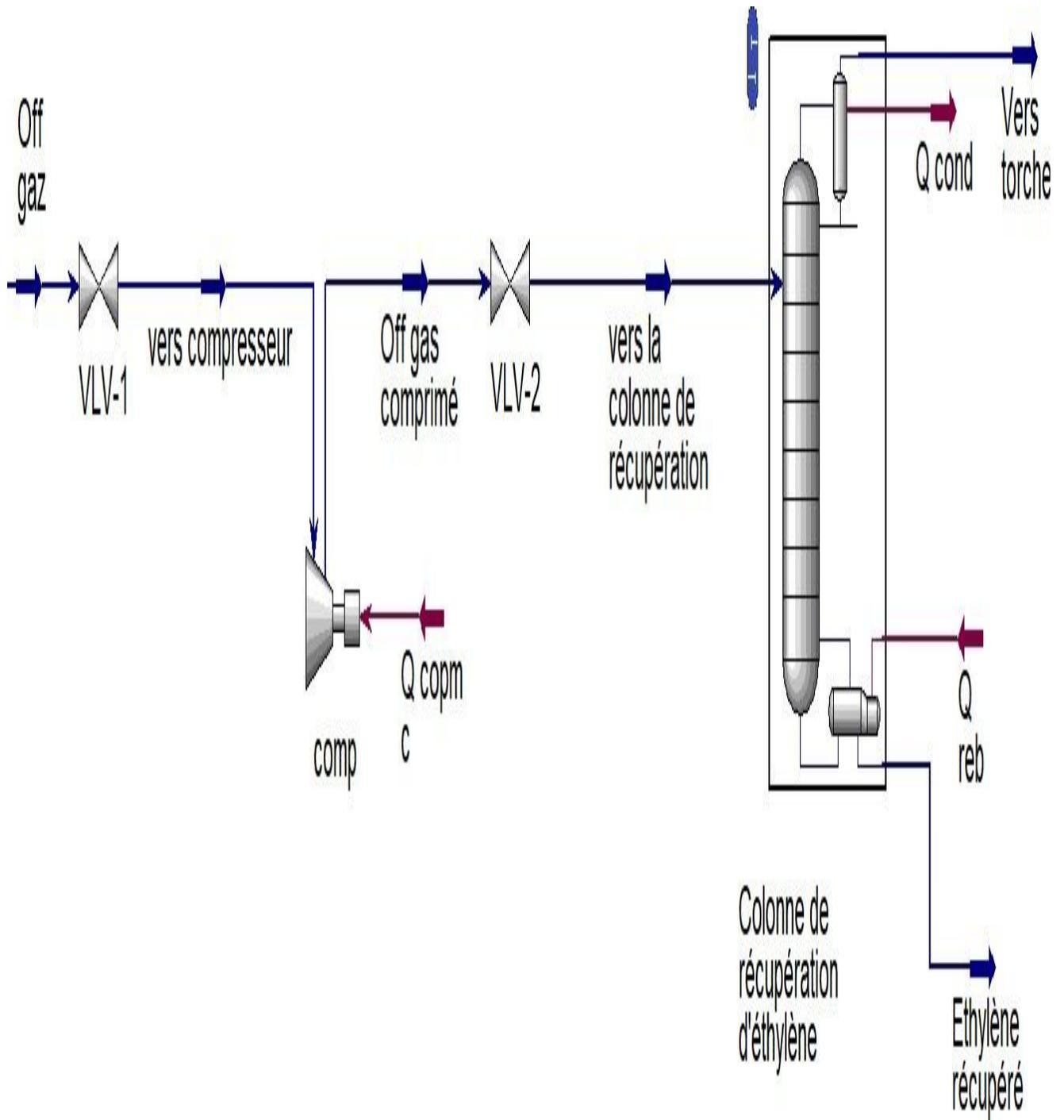


Figure III.10 : PFD de la section de récupération de l'éthylène non réagi.

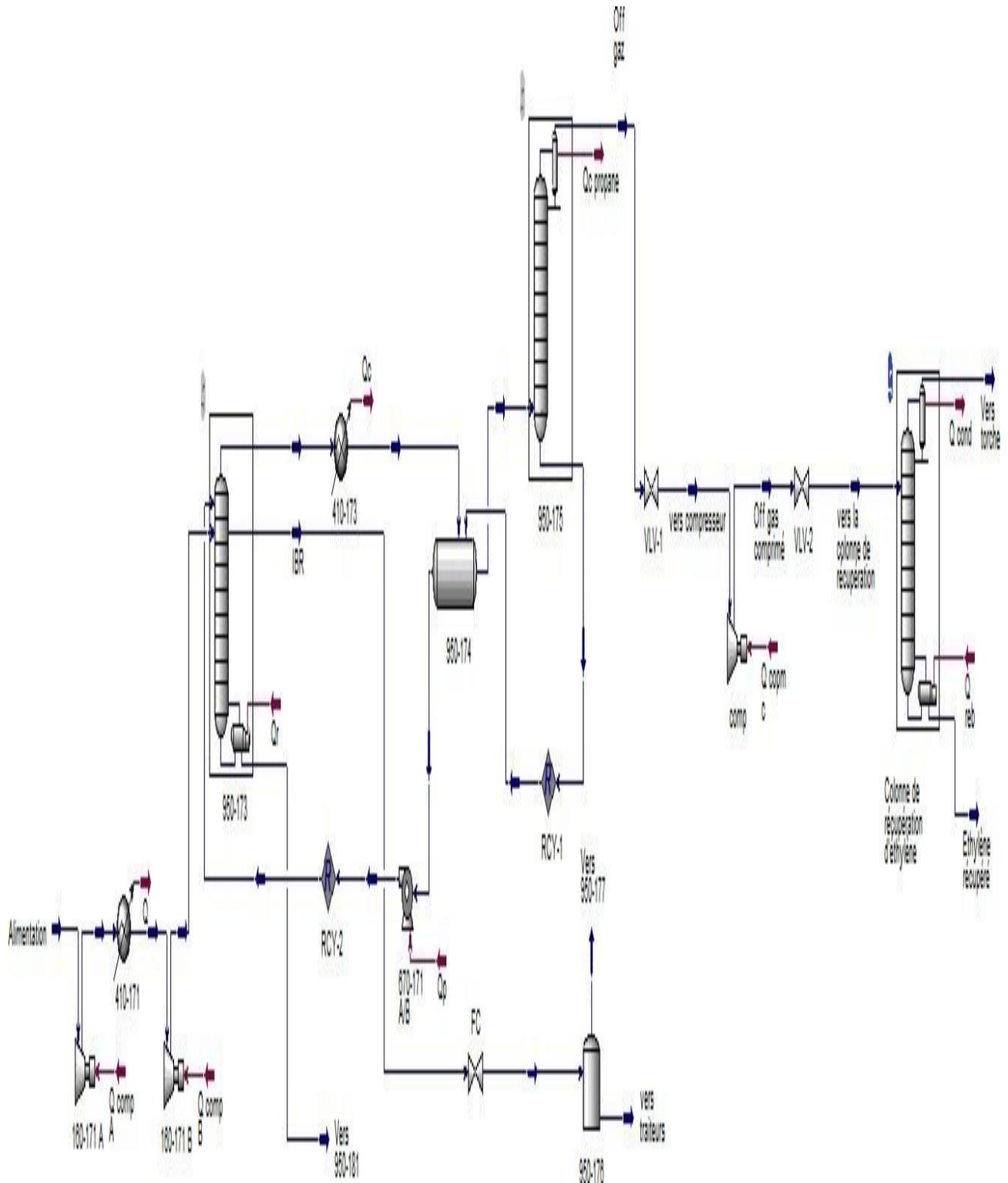


Figure III.11 : PFD de la section de purification de l'IB plus la section récupération de l'éthylène non réagi

III.4.3 Interprétation des résultats

Selon les résultats obtenus récapitulé dans les tableaux précédents la fraction d'éthylène récupérée au niveau de la colonne cryogénique est de 94,67% en fraction molaire. L'éthylène récupéré répond aux spécifications requises en ce qui concerne les contaminants (CO₂, CO, O₂ et H₂O principalement), éliminant ainsi la nécessité d'un autre traitement avant sa réutilisation. Cela signifie que l'éthylène peut être réutilisé directement dans le réacteur.

Avec un taux de récupération de 87,26% de l'off-gas total et un taux de récupération d'éthylène d'environ 97,9%, nous enregistrons une récupération de 622 tonnes d'éthylène par mois, Le taux de récupération peut être amélioré jusqu'à 99% en diminuant la température de condensation, mais cela nécessite d'autres boucles de réfrigération. Atteindre une température aussi basse est très coûteux et nécessite la mise en place d'une installation complète. L'installation de ces cycles de réfrigération, le choix des types de cycles et des réfrigérants, font l'objet d'une étude indépendante qui ne peut pas être réalisée en parallèle avec cette étude.

Après avoir simulé la colonne de récupération de l'éthylène non récupéré dans des conditions de pression et de température spécifiques, la distillation cryogénique se révèle être une solution efficace avec un bon taux de récupération et une grande pureté. Cependant, cette méthode peut être très coûteuse et nécessite un investissement important.

Dans la partie technico-économique, nous étudions la faisabilité et la rentabilité de la mise en place d'une telle installation.

III.5 Étude technico-économique

Une étude économique a été examinée afin d'évaluer visant à évaluer la rentabilité de la mise en place de cette installation et le temps de récupération de l'investissement. Pour ce faire, nous avons calculé plusieurs indicateurs économiques qui caractérisent la rentabilité, tels que la valeur actuelle nette (VAN), le taux de rentabilité interne (TRI) et la période de récupération (payback period ou Pay-Out Time) (POT).

III.5.1 Coûts d'investissement

Afin de déterminer approximativement le budget de financement de cette section en cas de réalisation, on a utilisé l'option «Economics» dans le logiciel de simulateur Aspen HYSYS afin d'avoir une estimation sur le coût d'investissement et le coût d'exploitation qui sont de 4 183 750 Euros et 107 265 Euros/an respectivement. La figure III.7 ci-dessous montre les résultats de la fonction «Economics» et l'annexe 3 représente les résultats détaillés de l'estimation économique:

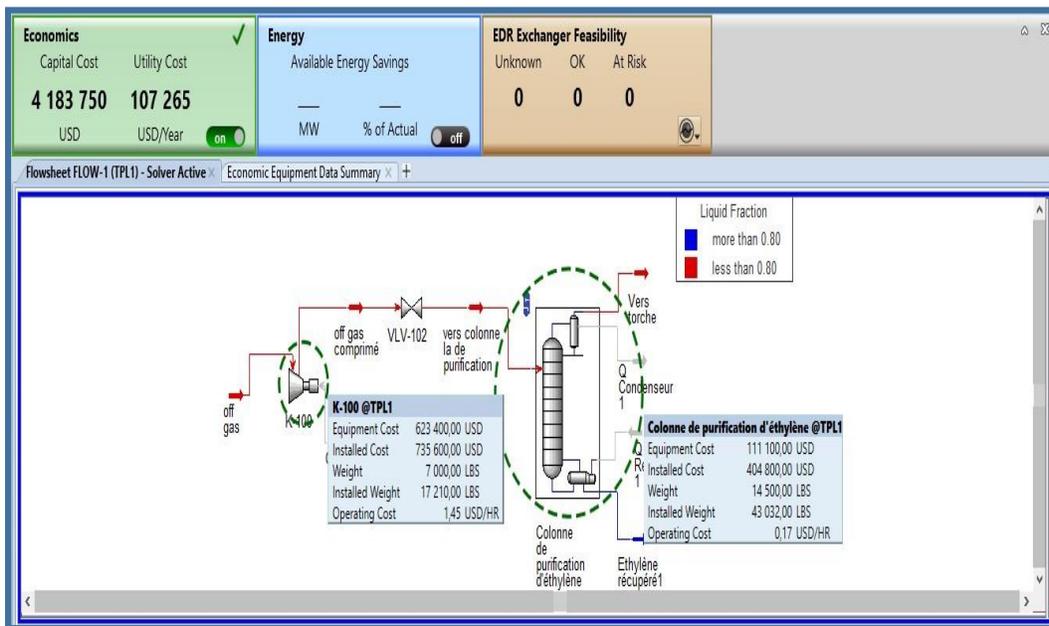


Figure III.12 : Résultats de la fonction « Economics »

Les gains financiers en cas de réalisation de cette installation doivent être déterminés en fonction du prix de vente actuel de l'éthylène dans le marché mondial (C₂H₄).

Le prix de l'éthylène actuel est environ de 1000 euro/tonne.

III.5.2 Calcul de la recette

Les gains financiers en cas de réalisation de ce projet doivent être déterminés en fonction du prix d'achat actuel de l'éthylène. Dans le marché mondial le prix de l'éthylène est environ de 1000 euro/tonnes.

Tableau III.9 : Calcul de la recette.

Taux de récupération De l'éthylène	Quantité d'éthylène Récupéré (Tonnes/an)	Prix d'achat (Euro/tonne)	Recette (Euro)
97%	7 464	1 000	7 464 000

III.5.3 Calcul du bénéfice imposable:

- **Bénéfice imposable** = Recette - Amortissement - Dépense.
- **Amortissement** = (investissement / n).

Avec:

- n : Nombre d'années d'Amortissement
- **Impôt** : Environ 17% de Bénéfice
- **Cash-flow (CF):**

CF = bénéfice imposable - impôts.

- **Cash-flow actualisée (CFA):**

➤ $CFA = CF / (1+a)^n$

Avec :

- CF : Cash flows
- a : Taux d'actualisation (pris à une valeur de ±3%)
- n : nombre de l'année

Tableau III.10 : Résultats des paramètres économiques.

Année	0	1	2	3	4	5
Recette	0	7464000	7464000	7464000	7464000	7464000
Investissement	4183750	0	0	0	0	0
Amortissement	0	836750	836750	836750	836750	836750
Coût d'exploitation	0	107265	107265	107265	107265	107265
Bénéfice imposable	0	6519985	6519985	6519985	6519985	6519985
Impôt	0	1108397	1108397	1108397	1108397	1108397
Cash-Flow	-4183750	5411588	5411588	5411588	5411588	5411588
Cash-Flow Actualisé	-4183750	5253969	5100941	4952370	4808126	4668083

III.5.4 Les critères de choix d'investissement

• La valeur actuelle nette (VAN)

$$VAN = \sum_{n=0}^n \frac{CF}{(1+a)^n}$$

➤ VAN = 20 599 739 Euros

Avec:

➤ CF: Cash flows

➤ a : Taux d'actualisation

VAN est positive dès la première année d'exploitation donc notre projet est rentable.

$$TRI = a_0 + \frac{(a_1 - a_0) * VAN_p}{|VAN_p| + |VAN_n|}$$

• **Taux de rentabilité interne (TRI) :**

➤ **TRI= 121%**

Le TRI se détermine par itération successive, il est possible d'avoir un taux de rendement interne (TRI) supérieur à 100%. Le taux de rendement interne mesure le rendement d'un investissement en comparant les flux de trésorerie entrants et sortants. Si les flux de trésorerie futurs sont suffisamment importants et rapides pour compenser un investissement initial, le TRI peut dépasser 100%. Cela peut se produire avec certains investissements à haut risque ou dans des situations particulières. Cependant, il est important de noter que des TRI extrêmement élevés peuvent également signaler un niveau de risque très élevé.

Il s'agira de faire plusieurs essais jusqu'à trouver le taux d'actualisation qui annule la valeur actuelle nette (VAN).

Pour pouvoir interpoler, il est indispensable de disposer d'une VAN positive et une autre négative

Avec:

- VANn : Valeur actuelle nette négative
- VANp : Valeur actuelle nette positive
- a0 : Taux d'actualisation à la VANn
- a1 : Taux d'actualisation à la VANp

Le TRI est très important par rapport au taux d'actualisation, on a une marge de sécurité

III.6 La durée de récupération (payback period ou Pay-Out Time)

La durée de récupération (POT) est le délai nécessaire pour que les revenus d'un projet remboursent la mise initiale. Ce délai est en général mesuré à partir du début de

l'exploitation.

L'année de récupération est l'année T à partir de laquelle la somme algébrique du flux de trésorerie CF_k (somme jusqu'à l'année T) devient positive.

POT = 9,55 mois

Après le calcul de ces paramètres économiques, il est nettement clair que notre projet est rentable avec une importante marge bénéficiaire. Ceci est dû au fait que la récupération de l'éthylène économise un capital important.

Conclusion

En conclusion de cette partie pratique, nous avons réalisé une étude approfondie sur la récupération de l'éthylène. Nous avons mis en œuvre différentes méthodes et techniques, telles que la distillation cryogénique pour évaluer l'efficacité de la récupération. Les résultats obtenus ont démontré que le processus de récupération de l'éthylène est réalisable et présente des rendements satisfaisants.

L'analyse des données a révélé que les facteurs P ; T ont une influence significative sur l'efficacité de la récupération. Nous avons identifié les conditions optimales, telles que la température, la pression.

Pour obtenir les meilleurs rendements de récupération.

De plus, nous avons évalué les aspects économiques de la récupération de l'éthylène, en prenant en compte les coûts des équipements, des matières premières et de l'énergie. Nous avons conclu que la mise en œuvre d'un processus de récupération de l'éthylène serait rentable et pourrait générer des économies significatives pour l'industrie.

Enfin, des recommandations ont été formulées pour améliorer davantage le processus de récupération de l'éthylène, telles que l'exploration de nouvelles techniques ou la recherche de méthodes de régénération des solvants plus efficaces.

En conclusion, cette partie pratique a démontré que la récupération de l'éthylène est réalisable et économiquement viable. Ces résultats encouragent la poursuite de recherches et de développements dans ce domaine, ouvrant ainsi des perspectives prometteuses pour l'industrie de la récupération de l'éthylène.

Conclusion générale

Conclusion générale

Pendant cette période de stage pratique, notre objectif principal a été la valorisation de l'éthylène contenu dans les gaz de torchage rejetés par l'unité.

Pour atteindre cet objectif, nous avons proposé une nouvelle installation de récupération de l'éthylène non réagi par distillation cryogénique, composée de quatre équipements essentiels. Nous avons vérifié et validé ce modèle par simulation à l'aide du logiciel "ASPEN HYSYS".

Ces équipements comprennent:

- Une colonne de distillation cryogénique avec 16 plateaux, fonctionnant à une pression allant de 28,4 à 29,6 kg/cm².
- Un condenseur en tête, opérant à une température de -85 °C et une pression de 28,45 kg/cm².
- Un rebouilleur en bas, fonctionnant à une pression de 29,57 kg/cm² et une température de -12,46 °C.
- Un compresseur centrifuge à un seul étage, aspirant à une pression de 13,6 kg/cm² et refoulant à 29,02 kg/cm².

La mise en œuvre de cette installation présente un avantage significatif pour l'unité de production de PEHD CP2K, car elle permet :

- La valorisation de l'éthylène précédemment rejeté dans l'atmosphère avec les gaz de torchage, permettant ainsi d'économiser jusqu'à 7,4 millions d'euros annuellement en récupérant 97% de l'éthylène contenu dans les flux de gaz destinés à la torche. Cela se traduit par une entrée financière supplémentaire annuelle nette très importante de 5,411 millions d'euros et un gain total de 81 millions d'euros sur une période d'exploitation de 15 ans, avec un délai de récupération de quelques mois seulement.
- L'augmentation du taux de conversion global de l'usine jusqu'à 99% en réinjectant l'éthylène récupéré dans le réacteur de polymérisation.

- La réduction des rejets atmosphériques de l'unité, contribuant ainsi de manière significative à la protection de l'environnement en réduisant les émissions de gaz à effet de serre de 14 933 tonnes par an.

Références Bibliographiques

- [1] : Société méditerrané des polymères "POLYMED", Fiche technique PEHD, CP2K, 2001
- [2] : Michel Dupeux, Aide - mémoire science des matériaux - 4 e édition, Dunod ; novembre 2018
- [3] : Krimm.S., Infrared spectra of higher polymers, Thèse Univ. Michigan, Ann Arbor, 1960
- [4] : AF. GOURGUES-LORENZON et J-M. HAUDIN, Chapitre IV : Élaboration des polymères, Matériaux pour l'ingénieur, Ecole nationale supérieure des mines de paris (2006), Page 60
- [5] : Manuel d'opération, CP2K, INTEDRA.
- [6] : Cours de polymères Pr.Kaddour GUEMRA, professeur de chimie, université Djilali Liabès, Sidi Bel Abbès
- [7]: Roinson S; Williams PA''Inhibition of protein adsorption onto silica by polyvinylpyrrolidone'' Langmuir, Voll 8 p: 8743(2002).
- [8] : Catalogue technique de Groupe CHIALI
- [9] : « Connaissance de polyéthylène », Documentation technique de la société ELF ATCHEM, october1995
- [10] :V.Chafbrutx ,2002Etude de l'extrusion du PET et de ses mélanges non-comptabilisés avec le PEHD Application au recyclage. Thèse de doctorat décembre2012. Ecole Nationale Supérieure des Mines de Paris
- [11] : R.Dossogne, « PEHD », Vol. A 3315, techniques de l'Ingénieur, Paris, 1995
- [12] : A.Miles : « Optimisation des cycles de liquéfaction du gaz naturel », Université Constantine 2009
- [13] : N.Rebai : « Simulation des procédés, initiation au simulateur HYSYS », IAP, 2008

Les annexes

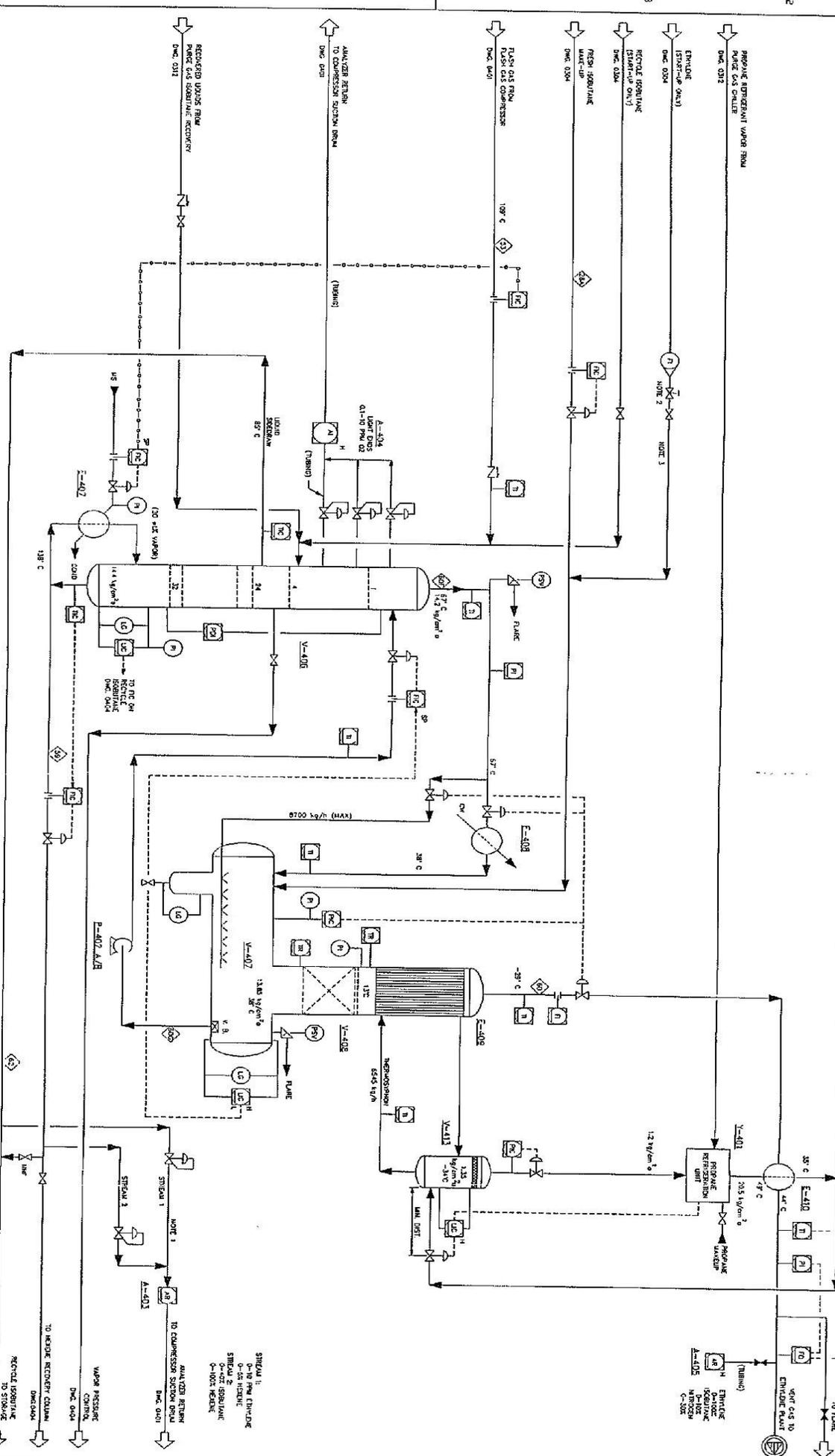
Stream Name	50	50A	51	52	53	59	60	60B	60C	60F
Component	Flash Gas Compr 1st Sig Suct	Flash Gas Compr 1st Sig Disc	Flash Gas Compr 2nd Sig Suct	Flash Gas Compr 2nd Sig Disc	Flash Gas to Recycle i-Butane Column	Recycle i-Butane Column Bottoms	Recycle i-Butane Column OH Vap Product	Recycle i-Butane Column OH Vapor	Recycle i-Butane Column Chilled Reflux	Recycle i-Butane Column CW Cond feed
	Mole Wt									
Hydrogen	2.03	2.03	2.03	2.03	2.03	0.00	2.03	2.05	0.03	2.23
Nitrogen	83.74	83.74	83.74	83.74	83.74	0.00	100.92	104.20	3.28	119.40
Oxygen	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Methane	1.69	1.69	1.69	1.69	1.69	0.00	1.69	1.89	0.21	2.49
Ethylene	870.50	870.50	870.50	870.50	870.50	0.00	875.83	1,425.55	549.72	2,213.40
Ethane	19.73	19.73	19.73	19.73	19.73	0.00	19.88	39.39	19.51	65.46
Propane	17.47	17.47	17.47	17.47	17.47	0.00	6.48	37.08	30.60	127.15
i-Butane	13,061.13	13,061.13	13,061.13	13,061.13	13,061.13	7.15	49.35	742.94	893.59	16,816.71
n-Butane	377.64	377.64	377.64	377.64	377.64	0.72	0.39	5.72	5.33	249.92
1-Hexene	50.63	50.63	50.63	50.63	50.63	18.64	0.00	0.00	0.00	0.47
n-Hexane	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	6.32	0.00	0.00	0.00	0.10
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
polymer	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
catalyst	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Flow	14,500.64	14,500.64	14,500.64	14,500.64	14,500.64	32.83	1,056.57	2,358.84	1,302.26	19,597.33
Molar Flow	268.18	268.18	268.18	268.18	268.18	0.43	37.60	70.70	33.11	383.11
Volume Flow	26.49	26.49	26.49	26.49	26.49	0.05	2.60	5.40	2.80	36.75
Design Flow	18,260.00	18,260.00	18,260.00	18,260.00	18,260.00	700.00	1,430.00	3,200.00	1,780.00	24,610.00
Flowing Conditions										
Temperature	76.36	123.26	48.90	110.63	109.61	138.00	(28.89)	14.08	(28.89)	68.12
Pressure	1.15	3.90	3.54	15.89	14.98	14.40	13.60	13.75	13.60	14.20
Energy	1.370E+06	1.680E+06	1.173E+06	1.497E+06	1.497E+06	1.604E+03	4.387E+04	1.363E+05	-5.416E+04	1.613E+06
Density	2.13	6.52	7.49	32.41	30.24	498.97	21.54	21.75	539.57	32.09
Viscosity	0.0093	0.0107	0.0087	0.0112	0.0111	0.0846	0.0094	0.0103	0.1420	0.0103
Compressibility	0.98	0.96	0.94	0.81	0.83	0.06	0.86	0.87	0.05	0.78
Molecular Weight	54.07	54.07	54.07	54.07	54.07	76.31	28.10	33.36	39.34	51.15
Vapor Fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	0.00	1.00

Design	J.Coffin 11-Nov-94	 Phillips Petroleum Company Bartlesville, Oklahoma Phillips Linear Polyethylene Process Material Balance Resin Type 5502 18,315 kg/h POLYMED - Skikda, Algeria	JA No.: 62-9118
Checked			Drawing No.: EPD-1633
App'd			Sheet No.: M-2-0
Rev. No.1	VB 23-Jan-92		Page No.: 6
Rev. No.2	J.Coffin 11-Nov-94		

Yields shown in this balance are for design only and are not to serve as a basis for any guarantee.

Note: This drawing is the property of PHILLIPS PETROLEUM COMPANY and is not to be reproduced in any manner or submitted to outside parties for examination or used directly or indirectly for purposes other than those for which it was furnished.

A-404	LEFT HAND ANALYZER	A-403	RECYCLE ISOBUTANE SIEVE/RAU/	E-407	RECYCLE ISOBUTANE COLUMN REBOILER	V-405	RECYCLE ISOBUTANE COLUMN	E-408	RECYCLE ISOBUTANE COLUMN CONDENSER	V-401	RECYCLE ISOBUTANE COLUMN OVERHEAD ACCUMULATOR	E-402 A/B	RECYCLE ISOBUTANE COLUMN REFLUX PUMPS	V-408	ETHYLENE VEIL COLUMN	E-409	ETHYLENE VEIL CONDENSER	V-411	REFRIGERANT FLASH DRUM	E-410	REFRIGERANT ECONOMIZER	A-405	ETHYLENE VEIL ANALYZER
					DATE: 01/11/95		SIZE: 130 mm Dia. x 2500 mm HT		DATE: 03/05/90		DATE: 03/07/91		DATE: 03/07/91		DATE: 03/07/91		DATE: 03/07/91		DATE: 03/07/91		DATE: 03/07/91		



- NOTES:
1. PROVIDE DUAL, SERIAL ANALYZER
 2. PROVIDE CONDENSER STRIP ANALYZER
 3. BEING CONSIDERED OF WAY TO RE-STARTS STEEL.

NO.	DATE	REVISIONS
1	1/11/95	
2	1/11/95	
3	1/11/95	
4	1/11/95	
5	1/11/95	
6	1/11/95	
7	1/11/95	
8	1/11/95	
9	1/11/95	
10	1/11/95	

NOTE: THE DRAWING IS THE PROPERTY OF PHILLIPS PETROLEUM COMPANY. IT IS TO BE RETURNED TO THE COMPANY WITHIN 30 DAYS OF THE DATE OF ISSUANCE. ANY REVISIONS TO THIS DRAWING MUST BE APPROVED BY THE COMPANY. THIS DRAWING IS NOT TO BE REPRODUCED OR COPIED IN ANY MANNER WITHOUT THE WRITTEN PERMISSION OF PHILLIPS PETROLEUM COMPANY.

PROJECT NO.	630310-4-0403
CLIENT	PHILLIPS PETROLEUM COMPANY
LOCATION	BAILEYSVILLE, OKLAHOMA
UNIT	RECYCLE ISOBUTANE COLUMN
DATE	02/11/95
DESIGNED BY	PHILLIPS
CHECKED BY	PHILLIPS
APPROVED BY	PHILLIPS
SCALE	AS SHOWN
PROJECT NO.	630310-4-0403
DATE	02/11/95
DESIGNED BY	PHILLIPS
CHECKED BY	PHILLIPS
APPROVED BY	PHILLIPS
SCALE	AS SHOWN

Annexe 3:

Equipement

Name	Equipment Cost [USD]	Installed Cost [USD]	Equipment Weight [LBS]	Total Installed Weight [LBS]
Main Tower_@Colonne de purification d'éthylène	89300	214500	11900	24818
Condenser_@Colonne de purification d'éthylène	11600	118600	1600	9536
Reboiler_@Colonne de purification d'éthylène	10200	71700	1000	8678
Compresseur K-100	623400	735600	7000	17210