

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

UNIVERSITÉ BADJI MOKHTAR - ANNABA
BADJI MOKHTAR – ANNABA UNIVERSITY



جامعة بادجي مختار – عنابة

Faculté : Science de l'ingénierie
Département : Génie des Procédés
Domaine : Science et Technologies
Filière : Industries pétrochimiques
Spécialité : Génie pétrochimique

Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master

Thème:

**Etude technico-économique de la récupération de
l'éthylène non réagit par la distillation cryogénique au
niveau du complexe pétrochimique Skikda CP2K.**

Présenté par : *Tarfi Sana* *Metiri Douaa*

Encadrant : *Bechiri Ouahiba* *Professeur* Université Badji Mokhtar- Annaba

Jury de Soutenance :

Guechi Wahida	Professeur	Université Badji Mokhtar Annaba	Président
Bechiri Ouahiba	Professeur	Université Badji Mokhtar Annaba	Encadrant
Laarbi Linda	MAA	Université Badji Mokhtar Annaba	Examineur

Année Universitaire : 2022/2023

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



Dédicace :

*A mes chers parents **Fethi** et **Houria** pour*

leurs amours et sacrifices ; A ma deuxième

*maman **Fada** ; A mon cher frère **Adem** ; A*

*ma chère sœur **Malak** ;*

A mes chers amis sans exception.

Douaa,



Dédicace :

Je dédie le fruit de mes 18 ans d'études

*A mes très **chers parents***

Pour leur soutien et leur encouragement durant ces années scolaires. J'espère que vous trouverez ici un témoignage de ma profonde gratitude.

*A mes chers **Beaux-parents***

Qui ont partagé avec moi tous les moments d'émotion lors de la réalisation de ce travail. Ils m'ont chaleureusement supporté et encouragé.

*A mon **cher Mari***

Pour la patience et le soutien dont il a fait preuve pendant toute la durée de ce travail et à qui je voudrais exprimer mes affections et mes grâces. Merci infiniment.

*A ma sœur **Khaoula***

Merci de m'aimer telle que je suis, mes erreurs et mes qualités, merci de me soutenir et de me remonter le moral, tu es vraiment une sœur merveilleuse.

*A ma belle-sœur **Ahlem**, et mes beaux-frères **Ali** et **fethi**
De m'avoir encouragé, et pour leur soutien, et leurs amours,*

*A mon prince **Yahia Ousseid***

Tout mon amour pour toi, j'ai eu la chance de t'avoir avec moi le jour de ma soutenance, mon fruit de mon amour.

*A toute la famille, **Tarfi** et **Boukhchima**.*

Sana.



Remerciements :

*Tout d'abord nous remercions **Allah** tout puissant pour nous avoir donné, le pouvoir, la force et la volonté pour réaliser ce travail.*

On adresse nos gratitude à nos familles «parents, sœurs & frères» pour leur patience, compréhension, encouragement, aide et soutien.

*On tient à remercier notre encadrante **Pr.Bechiri** pour avoir accepté de diriger notre travail on a apprécié en vous l'esprit écoutant, jugeant, enseignant et conseillant.*

*On tient à remercier tous les ingénieurs, les opérateurs et tous le personnel du complexe CP2K particulièrement **Ms.sassane** pour nous avoir aidé et facilité le travail.*

Résumé :

Le but principal, de notre travail, est de récupérer l'éthylène, non réagi, à la tête de la colonne d'évent (procédé de fabrication de polyéthylène), au niveau du complexe pétrochimique CP2K. Ce dernier, envoyé directement vers la torche, provoquant une grande perte économique pour le complexe et une pollution de l'environnement.

On a proposé une solution, de récupération de l'éthylène non réagi, à savoir l'installation d'une colonne distillation cryogénique. Cette étude a été réalisée à l'aide du logiciel HYSYS.

Ensuite, une étude technico-économique, a été effectuée, afin d'estimer la rentabilité et le cout d'investissement de cette proposition en utilisant le même logiciel.

Mots clés : l'éthylène non réagi, la colonne d'évent, la distillation cryogénique, logiciel HYSYS.

Abstract :

The main goal of our work is to recover unreacted ethylene at the top of the vent column (polyethylene manufacturing process), at the petrochemical complex CP2K. The latter, sent directly to the flare, causing great economic loss for the complex and environmental pollution.

A solution has been proposed for the recovery of unreacted ethylene, namely the installation of a cryogenic distillation column. This study was carried out using the HYSYS software.

Then, a technical and economic study was carried out in order to estimate the profitability and the investment cost of this proposal using the same software.

Keywords: unreacted ethylene, vent column, cryogenic distillation, HYSYS software.

ملخص

الهدف الرئيسي من عملنا هو استعادة الإيثلين غير المتفاعل في الجزء العلوي من عمود التهوية (عملية تصنيع البولي إيثلين عالي الكثافة) ، في مجمع البتروكيماويات CP2K. هذا الأخير ، أرسل مباشرة إلى الشعلة ، مما تسبب في خسارة اقتصادية كبيرة للتلوث البيئي والمعد. تم اقتراح حل لاستعادة الإيثلين غير المتفاعل ، وهو تركيب عمود التقطير المبرد. أجريت هذه الدراسة باستخدام برنامج HYSYS. ثم تم إجراء دراسة فنية واقتصادية لتقدير الربحية والتكلفة الاستثمارية لهذا الاقتراح باستخدام نفس البرنامج.

الكلمات المفتاحية: الإيثلين غير المتفاعل ، عمود التهوية ، التقطير المبرد ، برنامج HYSYS.

Liste des abréviations 1 :

Le nom d'équipement	L'équipement
950-101	Réacteur d'élimination d'acétylène
950-103	Réacteur d'élimination d'oxygène
950-104	Réacteur d'élimination de monoxyde de carbone
950-105	Séparateur du refroidisseur d'éthylène au sécheur
950-106	Réacteur d'élimination de dioxyde de carbone
950-107	Réacteur sécheur de l'éthylène
950-111	Colonne de dégazage d'hexène
950-112	Réservoir d'alimentation d'hexène
950-114	Traiteur d'élimination de l'eau
950-122	Colonne de dégazage de l'isobutane frais
950-125	Sécheur d'isobutane de recyclage
950-132	Sécheur d'hydrogène
950-151	Pot d'addition d'antistatique
950-155	Réacteur
950-159	Réservoir tampon de réfrigérant au réacteur
950-160	Pattes de décantation de 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

950-422	Réservoir de charge de catalyseur à l'activateur
950-423	Activateur de catalyseur
950-461	Réservoir de stockage de l'hexène
950-462	Réservoir de stockage de l'isobutane
160-101	Compresseur d'éthylène
160-171	Compresseur de gaz de recyclage
670-111	Pompe d'hexène au sécheur
670-121	Pompe d'isobutane frais au sécheur
670-151	Pompe de réacteur
670-155	Pompe réfrigération du réacteur
670-172	Pompe d'isobutane de recyclage au sécheur
670-463	Pompe d'alimentation d'hexène au dégazeur
360-421	Four de l'activateur
360-422	Préchauffeur air d'activation
410-101	Réchauffeur d'éthylène
410-103	Refroidisseur d'éthylène au sécheur
410-111	Condenseur colonne dégazage d'hexène
410-112	Rebouilleur colonne dégazage d'hexène
410-113	Refroidisseur d'hexène au sécheur
410-121	Condenseur colonne de dégazage de l'isobutane frais
410-122	Rebouilleur colonne de dégazage de l'isobutane frais
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
350-102	Filtre d'éthylène au réacteur
350-121	Filtre d'isobutane frais
350-122	Filtre d'isobutane au réacteur
350-131	Filtre d'hydrogène traité
350-133	Filtre d'hydrogène
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

Liste des abréviations 2 :

Symbole	Signification
CP2K	Complexe Pétrochimique 2 Skikda
CP1K	Complexe Pétrochimique 1 Skikda
PEHD	Polyéthylène Haut Densité
ENIP Pétrochimique	Entreprise Nationale des industries
BAD	Banque Algérienne de Développement
POLYMED	Polymères Méditerranéens
TEA	Tri-éthyle d'aluminium
PE	Polyéthylène
PEMD	Polyéthylène Moyenne Densité
PEBD	Polyéthylène Basse Densité
CF	Cash flow
CFA	Cash flow actualisée
VAN	La valeur actuelle nette
TRI	Taux de rentabilité interne

Liste des figures :

Figure I.1 : Vue satellite de la zone industriel Skikda.....	6
Figure I.2 : Organigramme de l'usine CP2K.....	8
Figure II. 1: Zone de traitement de l'éthylène.....	19
Figure II.2 : Traitement de l'Hexène.....	20
Figure II.3 : Traitement de l'hydrogène.....	23
Figure II.4 : Activation du catalyseur.....	24
Figure II.5 : Réacteur de procédé.....	25
Figure II. 6 : Schéma montrant le réacteur du procédé.....	26
Figure II.7 : Schéma montrant les pattes de décantation.....	28
Figure II.8 : Système de purification de gaz de recyclage.....	29
Figure II. 9 : Système de récupération du polymère.....	30
Figure II.10: Silos de stockage De la poudre en vrac.....	31
Figure II.11: Silos de de stockage Des granulés.....	31
Figure II.12: Silos de stockage de la poudre.....	31
Figure II.13 : Compartiments principales de l'extrudeuse.....	32
Figure II.14 : Stockage de produit fini.....	32
Figure IV.1 : Schéma de simulation de la colonne d'évent d'éthylène 950-175.....	39
Figure IV.2 : la colonne « Short Cut ».....	41
Figure IV.3: conditions opératoires de la colonne « Short Cut ».....	41
Figure IV.4: Résultats de la colonne « Short Cut ».....	42

Figure IV.5 : la section cryogénique simulée.....	43
Figure IV.6 : Schéma générale de la nouvelle installation de l'éthylène non réagi.....	45
Figure IV.7 : Résultats de la fonction « Economics ».....	47
Figure IV.8 : Principe de séparation par une membrane et terminologie.....	49

Liste des tableaux :

Tableau I.1 : Les différents grades de PEHD et leurs utilisations.....	9
Tableau I.2 : Quelques utilisations du polyéthylène.....	11
Tableau I.3 : Principale propriétés de PEHD.....	11
Tableau II.1 : Composition de l'éthylène après traitement.....	16
Tableau II.2 : Composition de l'hexène après traitement.....	19
Tableau II.3 : Composition de l'isobutane après traitement.....	21
Tableau II.4 : Composition de l'hydrogène après traitement.....	22
Tableau III.1 : Domaine d'application des modèles PR et SRK	35
Tableau IV.1 : Composition de la charge entrante dans l'accumulateur 950-174.....	39
Tableau IV.2 : les compositions de tête de la colonne dans le cas design et le cas simulé.....	40
Tableau IV.3: comparaison des paramètres de sortie de tête de la colonne 950-175.....	40
Tableau IV.4 : les conditions opératoires pour l'alimentation de la colonne de distillation cryogénique.....	42
Tableau IV.5 : Composition des incondensables et de l'éthylène récupéré.....	43
Tableau III.7 : Calcul de la recette.....	47
Tableau III.8 : Résultats des paramètres économiques.....	48

Sommaire :

Dédicace

Remerciements

Résumé

Liste des abréviations

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction générale :	2
Chapitre I : Présentation du complexe pétrochimique SKIKDA CP2K	5
Introduction :	5
I.1 Présentation du complexe :	5
I.1.1 Historique :	5
I.1.2 Situation géographique :	5
I.2 Description du complexe	6
I.2.1 Les différentes zones de CP2K.....	6
I.2.1.1 La zone Off-site :	6
I.2.1.2 La zone humide :	7
I.2.1.3 La zone sèche :	7
I.2.1.4 La zone des bâtiments :	7
I.2.2 Installation principale de l'usine :	7
I.2.3 Installation auxiliaire de l'usine :	7
I.3 Organisation de l'usine :	8
I.4 Utilisation de polyéthylène haut densité :	8
I.5 Le polyéthylène :	10
I.5.1 Définition :	10

I.5.2 Les différents types de polyéthylène PE :	10
I.5.3 Propriétés de polyéthylène :	10
I.5.4 Application du polyéthylène :	11
I.5.5 Le polyéthylène à haute densité PEHD :	11
1.5.5.1 Définition :	11
I.5.3.2 Propriétés de polyéthylène à haute densité PEHD :	11
Conclusion :	12
Chapitre II : Procédé de fabrication de PEHD	13
Introduction :	13
II .1 les Procédés utilisés pour la fabrication de PEHD.....	13
II .1.1 Procédé par catalyseur Ziegler :	13
II .1.2 Procédé par catalyseur Phillips :	14
II.2 Description de procédé de fabrication de PEHD :	14
II .3 Traitements des matières premières :	16
II .3.1 Traitement de l'éthylène :	16
II. 3.2 Traitement d'hexène :	19
II. 3.3 Traitement de l'isobutane :	21
II. 3.4 traitement de l'hydrogène :	22
II.3.4 Le catalyseur de la polymérisation PF et son activation :	24
II. 4 L'alimentation du réacteur :	25
II .5 Mécanisme réactionnel :	27
II .5 Pattes de décantation de la poudre :	28
II .6 Chemin du gaz de recyclage :	29
II .7 Chemin de la poudre (Transport pneumatique et de finition) :	31
Conclusion :	34
Chapitre III : Généralité sur la cryogénie et la distillation cryogénique	34
III.1 La cryogénie:.....	34
III.1.1 Définition :	34

III.2 La distillation cryogénique :	35
III.3 Simulateur HYSYS :	35
III.4 Le choix du modèle thermodynamique :	36
Chapitre IV :	38
Introduction :	38
IV.1. Déroulement de la simulation :	38
IV.1.1. Simulation de la colonne 950-175 d'évent d'éthylène :	38
IV.1.2. Rapprochement des résultats entre le cas design et le cas simulé..	40
III.1.3. Simulation de la section de récupération d'éthylène non réagi : d'alimentation optimal. [4]	41
III.1.4.Simulation de la section cryogénique :	43
IV.2. Etude technico-économique :	46
IV.2.1. Coûts d'investissement :	46
IV.2.2.Calcul de la recette :	47
IV.2.3. Calcul du bénéfice imposable :	47
IV.2.4. Les critères de choix d'investissement :	48
IV.2.5.Taux de rentabilité interne (TRI) :	48
IV.2.6. La durée de récupération (payback period ou Pay-Out Time) :	49
IV.3. Récupération par séparation membranaire :	49
IV.3. Récupération par modification du système de purification de l'isobutane :	50
Conclusion :	50
Conclusion générale :	38

Bibliographie

Liste De l'annexe

INTRODUCTION GENERALE

Introduction générale :

Dans la dernière moitié de 22^{ème} siècle, la pétrochimie aura connu un développement notable, concernant la production des matières plastiques qu'ils interviennent dans la fabrication de divers produits du quotidien.

Avec le développement de ce domaine, l'entreprise pétrolière et gazière algérienne SONATRACH, a créé leurs propres complexes pétrochimiques CP2K, CP1k, et des autres complexes d'Ammoniac et d'urée a Arzew en partenariat (SORFERT et AOA).

Le polyéthylène à haute densité PEHD, est l'un des matières premières importantes pour la fabrication des plastiques dans la vie courante. Ce qui a poussé SONATRACH d'installer un complexe pour la synthèse, ce complexe est le complexe pétrochimique Skikda CP2K, avec une capacité de production 130000 tonne/année.

Pour la fabrication de polyéthylène à haute densité PEHD, on a besoin d'une matière première l'éthylène, utilisée avec un débit de 19323 kg/h, ce dernier est polymérisé pendant le procédé de polymérisation en polyéthylène avec un taux de conversion peut atteindre 96%, le reste appelé l'éthylène non réagi qui est envoyé vers torche et ne pas récupérer. Donc ça constituée une grande marge de perte de l'éthylène, sachant que ce dernier est acheté de l'étranger avec des sommes trop chère.

Durant notre stage, au niveau de complexe CP2K, nous avons détecté un problème très important à savoir : le torchage d'éthylène non réagi qui peut provoquer une grande perte économique, L'objectif de notre travail est de proposer un procédé, de récupération de d'éthylène non réagi, basée sur la distillation cryogénique.

Cette étude a été réalisée par le logiciel très utilisé dans le domaine pétrochimique, à savoir : Aspen HYSYS.

Ensuite, une étude technico-économique a été réalisée en utilisant le même logiciel.

Le mémoire, commencé par une introduction générale, est divisé en quatre chapitres :

- Chapitre n° 01 : une présentation détaillée sur le complexe CP2K, en commençant par l'historique du complexe, sa situation géographique, une petite description de l'usine, en parlant aussi de quelque utilisation de PEHD.

Introduction générale

- Chapitre n ° 02 : une description du procédé utilisé pour la fabrication de PEHD (traitements des matières premières, l'alimentation de réacteur, le mécanisme réactionnel, la patte de décantation de la poudre, chemin de gaz de recyclage, et le chemin de la poudre).
- Chapitre n° 03 : une définition de la cryogénie et son domaine d'utilisation ainsi qu'une définition de la distillation cryogénique. Un aperçu sur le logiciel HYSYS a été présenté.
- Chapitre n° 04 : contient la partie pratique :

Nous proposons l'une des méthodes de séparation utilisée dans les unités pétrochimiques similaires, la séparation par la distillation cryogénique, nous avons effectué la simulation par l'Aspen-Tech HYSYS® ainsi qu'une interprétation des résultats. On a fait une étude technico-économique de la faisabilité de ce projet, on a proposé aussi deux autres méthodes de récupération de l'éthylène non réagit.

CHAPITRE I : PRESENTATION DU **COMPLEXE PETROCHIMIQUE SKIKDA** **CP2K**

Chapitre I : Présentation du complexe pétrochimique SKIKDA CP2K

Introduction :

Dans ce chapitre on va présenter le complexe pétrochimique CP2K ,en commençant par l'historique de l'usine, leur implantation , les différents zones et installations qui comporte le CP2K, on cite aussi les usages de PEHD et une description de polyéthylène.

I.1 Présentation du complexe :

I.1.1 Historique :

Dans le cadre de la collaboration industrielle algéro-espagnole, en avril 1991, l'ENIP (Entreprise Nationale des Industries Pétrochimiques) et Repsol Quimica (filiale de Repsol) ont signé POLYMED (Polymères Méditerranéens).

Le capital de l'usine est détenu à 64% par l'ENIP, 23% par REPSOL et 13% par la BAD (Banque Algérienne de Développement). Par la suite, l'ENIP a décidé d'acheter des actions de REPSOL et d'ADB après que cette dernière a décidé de se retirer. Aujourd'hui, SONATRACH a repris l'unité désormais connue sous le nom de CP2K. Le complexe CP2K a été créé en janvier 2004 dans la zone industrielle de SKIKDA.

I.1.2 Situation géographique :

Le complexe CP2K (POLYMED) est situé dans la zone industrielle Skikda. Couvrant une surface d'environ **17 hectares**, il est situé sur la côte à **6 km** à l'est de la wilaya de Skikda, avec une hauteur moyenne d'environ **6 mètres** au-dessus du niveau de la Mer, sa situation géographique est représentée sur la figure ci-dessous



Figure I.1 : Vue satellite de la zone industrielle Skikda

I.2 Description du complexe

Ce complexe est créé pour but de fabrication de polyéthylène à haute densité qui entre dans la fabrication de diverses productions de plastiques. Il est constitué de différents zones et installations.

I.2.1 Les différentes zones de CP2K

L'unité constituée de quatre zones qui sont :

I.2.1.1 La zone Off-site :

Elle comporte Les utilités (chaudières, air, vapeur, azote, eau dessalée, eau anti-incendie, eau potable et gaz naturelle) ; Stockage d'isobutane et d'hexène ; Traitement des eaux usées ; Activation du catalyseur et la torche.

I.2.1.2 La zone humide :

Ou la zone de réaction comme on l'appelle constituée des Traiteurs ; Compresseurs ; réacteurs ; on trouve aussi l'isobutane issus de réacteur après la réaction de polymérisation (pour leur purification et récupération).

I.2.1.3 La zone sèche :

L'extrudeuse se trouve dans cette zone ; soufflantes ; silos de stockage des produits finis (poudre et granulé) et l'ensachage.

I.2.1.4 La zone des bâtiments :

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

I.2.2 Installation principale de l'usine :

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

I.2.3 Installation auxiliaire de l'usine :

- 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 d'une superficie de 18 000 m², soit une capacité de 12 000 tonnes.

I.3 Organisation de l'usine :

Le complexe est composé d'un nombre d'ouvriers représentant 230 ouvriers répartis sur deux grandes directions comme suite :

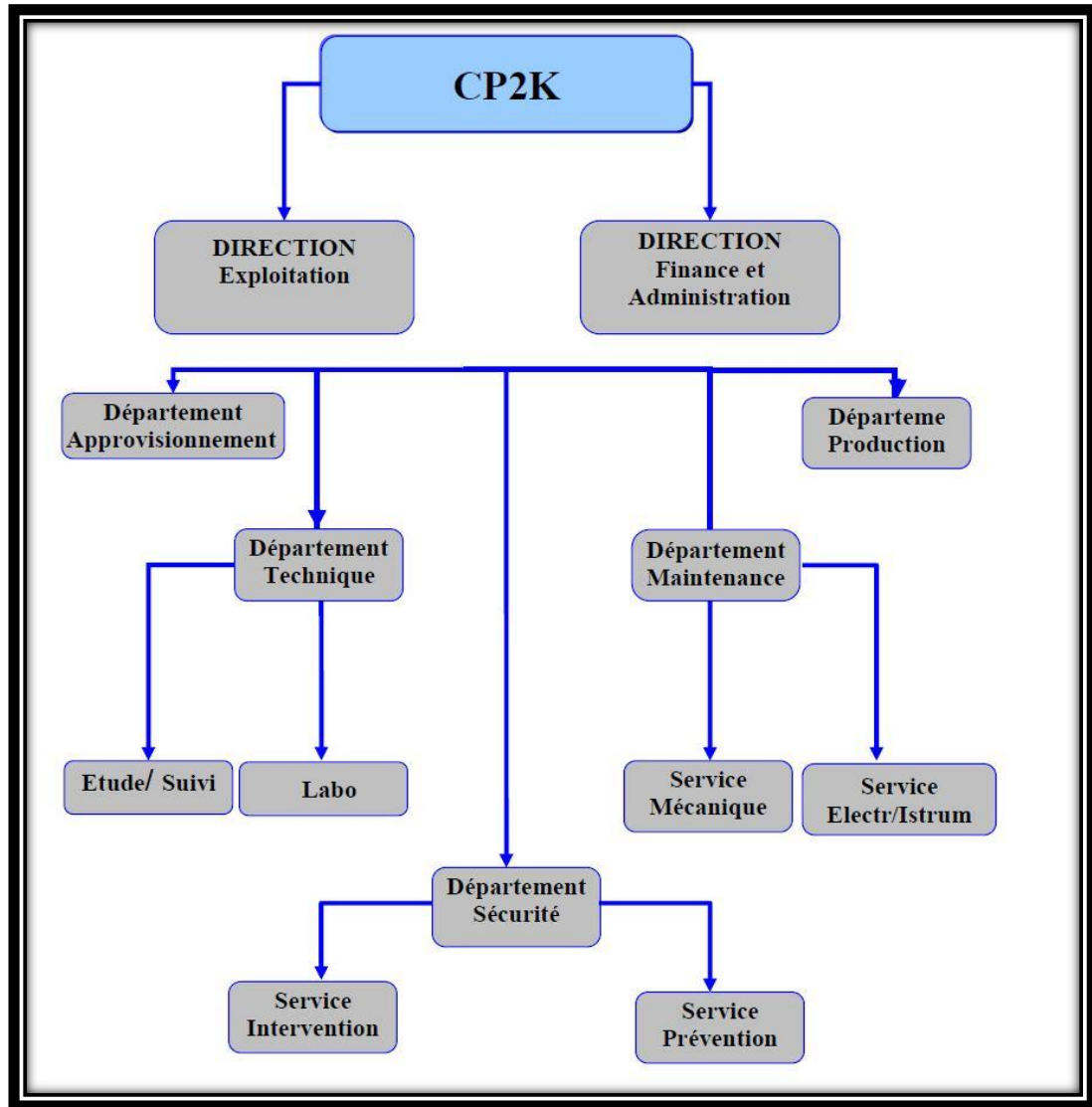


Figure I.2 : Organigramme de l'usine CP2K.

I.4 Utilisation de polyéthylène haut densité :

Le polyéthylène haut densité est l'un des matières premières le très utilisée pour la fabrication des plastiques. Nous constatons qu'il entre dans divers industries tel que l'industrie agroalimentaire par exemple la fabrication des bouteilles plastiques, l'emballage alimentaire, l'industrie pharmaceutique et chimique et la fabrication des tuyauteries industrielle et BTE.

Chapitre I : présentation du complexe pétrochimique SKIKDA CP2K

La fabrication de PEHD varie selon l'usage, l'usine produise 09 différents grades chacun est caractérisé par deux paramètres l'indice de fluidité et la densité, chaque grade est pour un usage précisé.

Le tableau suivant donne chaque grade et leur utilité :

Tableau I.1 : Les différents grades de PEHD et leurs utilisations.

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).
TR 418	-	-	Tube Gaz
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.5 Le polyéthylène :

I.5.1 Définition :

Le polyéthylène est un matériau semi cristallin obtenu par la polymérisation de l'éthylène.

Est un polymère important et moins chers, l'estimation de sa production mondiale est d'environ de 60 millions de tonne en 2006.

I.5.2 Les différents types de polyéthylène PE :

On distingue trois types de PE :

- **Polyéthylène à basse densité PEBD** : on obtient un polymère très ramifié à partir d'une méthode à haute pression, appelé PEBD caractérisé par un taux de cristallinité moindre.
- **Polyéthylène à moyenne densité PEMD** : c'est un intermédiaire entre les deux formes (PEBD et PEHD), il n'est pas des caractéristiques particulières pour le développer.
- **Polyéthylène à haute densité PEHD** : on obtient un polymère parfaitement linéaire et cristallisable à partir d'une polymérisation par catalyse (Ziegler, Phillips) appelé PEHD, il est peu ramifié.

Notre travail est basé précisément sur ce type de PE.

I.5.3 Propriétés de polyéthylène :

Par rapport aux autres polymères, le polyéthylène possède les propriétés suivantes :

- Flexibilité élevé ;
- Facile pour transformer ;
- Excellente résistance à diluer et concentrer les acides, les alcools ;
- Stabilité dimensionnelle ;
- Plus le PE est ramifié, moins il est faible à cristalliser.

I.5.4 Application du polyéthylène :

Les différentes applications de polyéthylène sont illustrées sur le tableau ci-dessous :

Tableau I.2 : Quelques utilisations du polyéthylène

Types de PE	L'utilisation
PEBD	Les articles souples et solides tels que les couvercles, les films, les sacs à provision plastiques, prothèses médicale...etc.
PEMD	fabriquer des produits aussi bien flexibles que souples, fabriquer des films plus fins, employé pour les emballages composés de films à couches multiples, pour la fabrication d'objets plus larges comme les couvercles.
PEHD	L'hygiène tels que les couches-bébés, l'emballage, bouteilles de lait, bidons des produits sanitaires et chimiques...etc.

I.5.5 Le polyéthylène à haute densité PEHD :

1.5.5.1 Définition :

Le polyéthylène haut densité est un matériau largement répandu dans le monde. Il s'est imposé dans diverses applications : bouteilles, sac plastique réutilisable, ou des pipes. [1]

I.5.3.2 Propriétés de polyéthylène à haute densité PEHD :

Les propriétés de polyéthylène sont illustrées sur le tableau ci-dessous :

Tableau I.3 : Principale propriétés de PEHD.

Propriétés de PEHD	Masse volumique	Cristallinité	Température de fusion	Température de transition vitreuse	Contrainte à la rupture	Allongement à rupture
	0,945 à 0.970 g/cm ³	60 à 80 %	118 à 146 °C	-120°C	26 à 40 MPa	20 à 1000 %

Conclusion :

Le complexe CP2K a une place importante dans l'Algérie généralement et pour la SONATRACH spécialement, car il est le seule complexe qui produise le polyéthylène haut densité avec des différents grades qui sont des matières plastiques très importante et entrent dans divers produits dans la vie quotidienne.

CHAPITRE II : PROCEDE DE FABRICATION DE **PEHD**

Chapitre II : Procédé de fabrication de PEHD

Introduction :

Le complexe pétrochimique CP2K contient deux procédés pour la fabrication de PEHD :

- Procédé Phillips
- Procédé Ziegler

Mais seul le procédé Phillips utilisé depuis le démarrage de l'usine, par contre le procédé Ziegler n'est pas utilisé à cause de leur catalyseur (un catalyseur à base de tétrachlorure de titane) qui est un peu chère à celui utilisé dans le procédé Phillips.

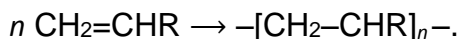
II .1 les Procédés utilisés pour la fabrication de PEHD

II .1.1 Procédé par catalyseur Ziegler :

La catalyse de Ziegler-Natta, ou procédé Ziegler-Natta, est un procédé industriel de production des polyoléfines à tacticité contrôlée. Mis au point par Karl Ziegler et Giulio Natta au début des années 1950.

Ce procédé leur valut le prix Nobel de chimie en 1963. Il repose historiquement sur la polymérisation coordinative à l'aide de catalyseurs mixtes formés d'un composé organométallique des groupes I, II ou III du groupe principal, c'est-à-dire des groupes 1, 2 et 13 du tableau périodique (par exemple le triéthylaluminium $\text{Al}_2(\text{C}_2\text{H}_5)_6$) activant un composé de métal de transition, principalement des groupes 4, 5 et 6 (par exemple le tétrachlorure de titane TiCl_4). Ce procédé de catalyse hétérogène a par la suite connu plusieurs optimisations, les générations plus récentes de catalyseurs Ziegler-Natta faisant par exemple intervenir des complexes de zirconium ou d'hafnium à ligands *ansamétalloènes* de cyclopentadiényle, fluorényle, indényle, etc. activés par un méthylaluminoxane (catalyseurs de Kaminsky) mais peuvent aussi faire appel à des ligands multidentés à base d'oxygène et d'azote dans le cadre d'une catalyse homogène. Le procédé Ziegler-Natta trouve une application technique dans la synthèse

industrielle du polyéthylène et du polypropylène, particulièrement dans la polymérisation d'alcènes terminaux (éthylène et alcènes à groupe vinyle) [2]:



II .1.2 Procédé par catalyseur Phillips :

Les catalyseurs « Phillips » basés sur l'oxyde de chrome supporté restent encore largement utilisés pour produire le PEHD. Néanmoins, la découverte des catalyseurs de coordination par Ziegler en 1953 a révolutionné la production du polyéthylène. En effet, les systèmes catalytiques basés sur les halogénures de titane et les alkyles d'aluminium offrent plusieurs avantages relatifs aux procédés (polymérisation sous pression modérée) tout comme aux propriétés des polymères résultants. Les systèmes catalytiques les plus utilisés sont le TiCl_4 et le $\text{Al}(\text{C}_2\text{H}_5)_3$, le produit de la réaction étant supporté sur MgCl_2 . Ils donnent des outputs extrêmement élevés (jusqu'à 500kg de polyéthylène par gramme de Ti), qui permet la suppression du « scavenger » (laveur), une phase nécessaire pour éliminer les résidus catalytiques. Une grande variété de techniques est utilisée pour la polymérisation de coordination: haute pression, solution dans un hydrocarbure aliphatique, procédé « phase gazeuse » et suspension dans un diluent.

Chacune de ces techniques devrait être adaptée à la production du polymère en grandes quantités. Les masses molaires sont contrôlées par le transfert à l'hydrogène moléculaire. Les métallocènes sont capables d'initier la polymérisation de l'éthylène et aussi ses copolymérisations avec d'autres α -oléfines pour produire des copolymères. L'efficacité de ces catalyseurs est proche de l'unité. Ils permettent d'avoir des outputs très importants qui procurent à ces systèmes catalytiques un avenir prometteur [3].

II.2 Description de procédé de fabrication de PEHD :

Le procédé Phillips, connu sous le nom PF PROCESS (procédé de particules), suivant lequel qui a été conçu pour l'usine CP2K Skikda, est développé en utilisant pratiquement le même catalyseur que le procédé original. Sauf que 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 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 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. [4]

Les caractéristiques les plus remarquables dans le procédé **PHILLIPS** de production de polymères, est la basse teneur en certains composés permise dans les courants d'alimentation du réacteur, particulièrement pour l'éthylène. De là, la nécessité de se soumettre à un processus de conditionnement et de purification de nombreux produits, afin d'obtenir le degré de pureté exigé par la réaction.

Pratiquement tous les catalyseurs utilisés dans l'usine sont détruits par des composés considérés comme poisons (l'acétylène, l'oxygène, le monoxyde de carbone, le dioxyde de carbone, des alcools, de l'eau.... Les essais de laboratoire atteignent le chiffre de 200 kilogrammes de catalyseur détruits par kilogramme de poison fort, présent dans le réacteur [4].

Les deux conditions essentielles dans le réacteur sont :

La température: Varie de 93 à 110°C, selon le grade à produire.

La pression : De 42 à 44 bar, selon la fermeture ou l'ouverture des vannes de décharge.

II .3 Traitements des matières premières :

Le procédé PF PROCESS nécessite la pureté des matières première, car des petites quantités des poisons peuvent empêcher le déroulement de réacteur ou endommagé les normes de qualité de produit fabriqué.

On a comme des charges utilisées, l'éthylène en phase gazeuse, qui est la charge principale, le milieu réactionnel c'est l'isobutane en phase liquide, l'hexène et l'Hydrogène avec de faibles quantités en phase liquide et en phase gazeuse par ordre, et comme catalyseur on a l'oxyde de chrome (Cr_2O_3) supporté sur silice.

II .3.1 Traitement de l'éthylène :

L'éthylène est le principal réactif du procédé, il est reçu dans l'usine, moyennant une tuyauterie provenant du complexe CP1K adjacent à celle-ci, à 16,9 bar et à température ambiante. L'éthylène est considéré de grande pureté s'il a une basse teneur en oxygène, monoxyde de carbone, soufre, peroxydes ou carbonyles et eau. L'éthylène qui provenait de CP1K contenait des teneurs en CO, CO_2 , humidité, O_2 , acétylène, méthanol supérieure au seuil toléré, ce qui constitué des poisons pour le catalyseur.

Il devait être traité pour éliminer certain composés, avant d'être utilisé dans le processus de production. Les impuretés présentes dans l'éthylène sont faciles à éliminer [4]

Tableau II.1 : Composition de l'éthylène après traitement

Constituant	% Après traitement
Ethylène C_2H_4	99,9 % mol. Min
Ethylène C_2H_4	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_2O	< 1,0 ppm en poids, max.
H_2	< 1,0 ppm en poids, max.
Méthanol CH_3OH	< 1,0 ppm en poids, max.

A) Élimination de l'acétylène (950-101) :

Le réacteur d'élimination de l'acétylène **950-101**, a un diamètre de 1524 mm et une

hauteur de 3340 mm. Il contient 2453 kg de catalyseur BASF RO-20/13, pour l'élimination de l'acétylène par addition de l'hydrogène.

Le catalyseur est situé sur deux lits superposés, chacun d'une épaisseur de 150 mm. Ils sont composés de sphères inertes.

Le réacteur fonctionne aux conditions d'opération normales suivantes :

Débit d'éthylène	23.190 kg/h
Pression	15,494 bar
Température	20 à 40°C
Débit de l'hydrogène	0 à 37,5 g/h

Les conditions de régénération sont :

- Pression : 3,726 bar.
- Température : 425 °C.

La teneur en acétylène dans le courant d'éthylène ainsi que le débit d'éthylène déterminent le débit d'hydrogène à ajouter au réacteur à travers un contrôleur de débit.

L'hydrogène passe à travers le filtre 350-133, où sont éliminées les particules solides, puis il se mélange avec l'éthylène et ils passent au convertisseur de l'acétylène. Celui-ci est conçu pour un débit d'hydrogène maximum de 25 kg/h, aux conditions de service [4].

B) Elimination de l'oxygène (950-103 A/B) :

De la sortie du compresseur d'éthylène 160-101 ce dernier augmente la pression jusqu'à environ 57,859 bar, le courant arrive au réacteur d'élimination de l'oxygène 950-103 qui a un diamètre de 1525 mm et une hauteur entre tangentes de 7170 mm. Ils contiennent 12 ,350 kg de catalyseur BASF R3-15, pour l'élimination de l'O₂ que porte l'éthylène.

Les conditions de design de pression et température sont 62,762 bar, 165°C en opération normale et 9,561 bar, 235°C en régénération.

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

Le courant d'éthylène continue son parcours en passant par les réacteurs d'élimination du monoxyde de carbone 950-104 A/B qui ont un diamètre de 1525 mm et une hauteur de 7170 mm. Les réacteurs contiennent 12350 kg de catalyseur BASF R3-15 réparti sur deux lits superposés [4].

D) Élimination du dioxyde de carbone :

En opération normale, le courant d'éthylène provenant du fond du réacteur d'élimination de monoxyde de carbone 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 et puis au sécheur 950-105, pour alimenter enfin le réacteur d'élimination du 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 d'un diamètre de 1830 mm et d'une hauteur entre tangentes de 8365 mm contiennent 2 types d'alumines répartis sur deux lits superposés, les lits sont composés de sphères inertes DENSTONE 57.

Le lit inférieur supporte 4757 kg d'alumine SELEXSORB CD, tandis que le lit supérieur supporte 7983 kg de sphères d'alumine SELEXSORB COS.

Le dioxyde de carbone forme un composé complexe 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]

E) Élimination de l'eau et du méthanol :

L'éthylène est séché dans les sécheurs 950-107 A/B, dont les dimensions sont de 1830 mm de diamètre et 7010 mm 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 [4].

Les conditions normales d'opération sont :

- Débit de l'éthylène : 23,190 kg/h.
- Pression : 55,113 bar.
- Température : 38°C

Les conditions de régénération sont :

- Pression : 3,726 bar.
- Température : 290 °C.

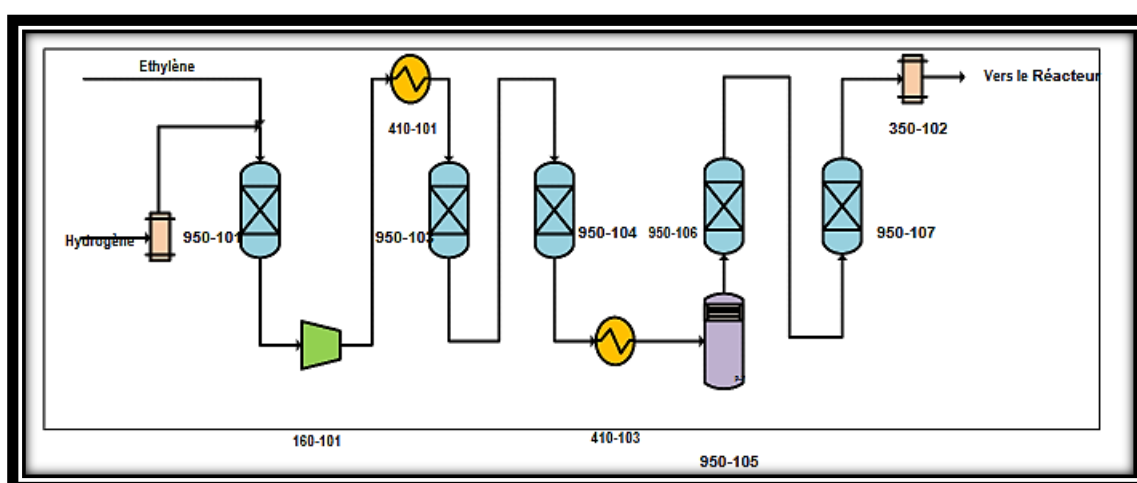


Figure II. 1: Zone de traitement de l'éthylène.

II. 3.2 Traitement d'hexène :

L'hexène est le composé ajouté au réacteur pour produire des copolymères. L'hexène en petites quantités altère la structure moléculaire du polymère et change donc les propriétés physiques de ce dernier. L'hexène, qui provient de l'étranger, a une composition différente de celle requise pour la réaction. La composition de l'hexène après traitement est présentée dans le tableau suivant :

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

Constituant	% après traitement
Héxène C₆H₁₂	96,0 % en poids, min.
n-Hexane C₆H₁₄	1,5% en poids, max.
Vinylidenes	1,75% en poids, max.
H₂O	< 1,0 ppm en poids, max.
O₂	< 1,0 ppm en poids, max.
N₂	< 1,0 ppm en poids, max.
Soufre total	< 1,0 ppm en poids, max.

La densité du produit est contrôlée par l'addition de l'hexène. Les autres propriétés qui sont affectées sont la flexibilité, la cristallisation et la résistance à la rupture. C'est dans l'hexène aussi que se trouve l'antistatique (produit qui empêche l'encrassement des parois) au sein du pot d'addition de l'antistatique 950-151.

L'hexène est soumis à un processus d'élimination de l'eau et du gaz absorbés dans le courant. Pour cela, il est traité dans la colonne de dégazage 950-111. Celle-ci est composée de deux lits de 0,50 m³ chacun remplis d'anneaux pall en acier inoxydable, pour l'élimination de l'eau et d'autres composés légers présents dans le courant d'hexène.

La colonne dispose en tête d'un plateau de cheminée, avec extraction latérale pour recueillir, dans le pot l'eau qui s'est condensée dans le condenseur de tête. L'alimentation de la colonne entre au-dessus du plateau de cheminée et tombe avec le reflux provenant du condenseur de tête, au distributeur de liquide. L'hexène dégazé tombe dans le réservoir situé au fond de la colonne. A la sortie de la colonne, l'hexène est séché dans le traiteur d'élimination de l'eau 950-114, qui fonctionne par l'adsorption de celle-ci dans les tamis moléculaires [4].

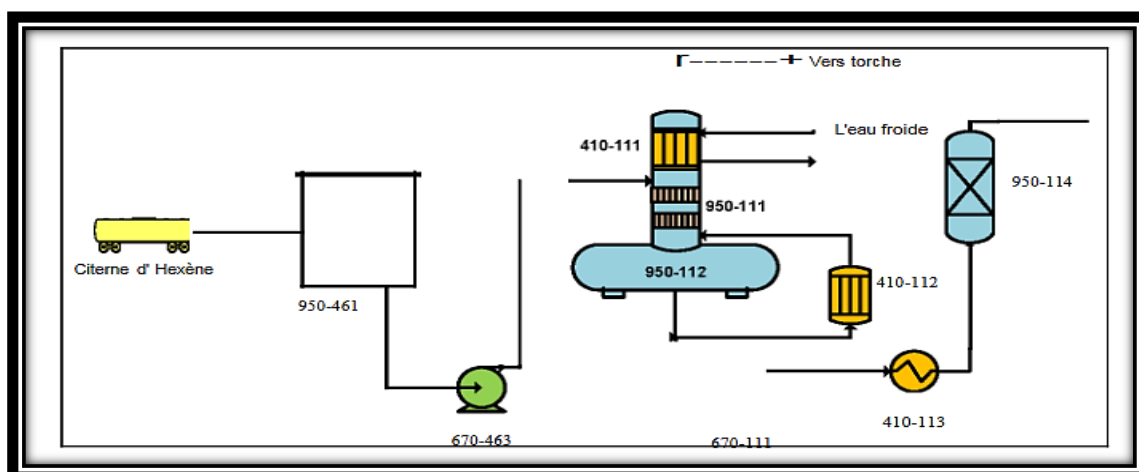


Figure II.2 : Traitement de l'Hexène.

II. 3.3 Traitement de l'isobutane :

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

- **L'isobutane frais** : est utilisé dans les systèmes d'addition des catalyseurs (PF et XPF), dans le système d'addition des co-catalyseurs, dans le dépôt de chargement de scavenger (DEZ) et dans la pompe du réacteur, comme produit de nettoyage et lavage afin d'éviter d'éventuels bouchons de polymères pouvant obstruer les orifices et les lignes de petits diamètres. Il est aussi utilisé pour apporter l'appoint nécessaire au bon fonctionnement de la réaction.

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

Le constituant	% après traitement
Isobutane C_4H_{16}	95 % mol. min.
n- Butane C_4H_{16}	2,5 % mol. max.
Propane C_3H_8	2,5 % mol. max.
Oléfines	< 100 ppm en poids, max.
Acétylène	< 2,0 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_2O	< 1,0 ppm en poids, max.

H₂	< 2,0 ppm en poids, max.
----------------------	--------------------------

L'isobutane frais est soumis à un processus d'élimination de l'eau et du gaz absorbés dans la colonne de dégazage 950-122, d'un diamètre de 406,4 mm et d'une hauteur de 8745mm, à une pression de design de 10,493 bar, et une température de design de 90°C. Elle est composée de deux lits de 0,40m³ chacun, remplis d'anneaux pall en acier inoxydable d'un diamètre de 25mm, pour l'élimination de l'eau et d'autres matières légères du courant d'isobutane. La colonne dispose en tête d'une cheminée et d'un plateau de soutirage pour recueillir l'eau qui s'est condensée dans le condenseur de tête 410-121.

A la sortie de la colonne, l'isobutane est séché dans le traiteur d'élimination de l'eau 950-114, qui fonctionne par adsorption à l'aide de tamis moléculaires [4].

- **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 moléculaires. L'isobutane de recyclage, sec et 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 67,960 Bar, et une température de 63°C en opération normale, 9,561 Bar et 315°C pour la régénération [4].

II. 3.4 traitement de l'hydrogène :

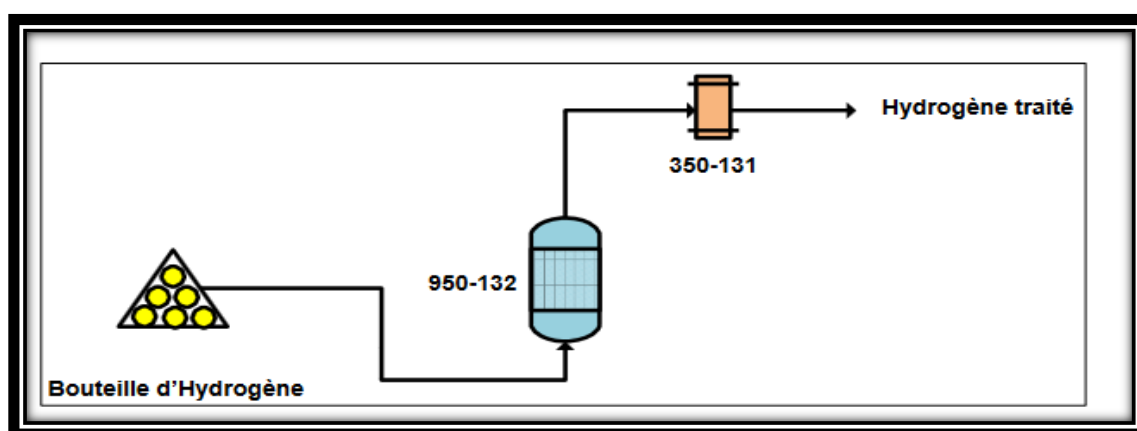
L'hydrogène est ajouté au réacteur pour contrôler l'indice de fluidité du polymère. Celui-ci est en fonction de la longueur de la chaîne de la molécule; il augmente au fur et à mesure que le poids moléculaire de celle-ci diminue. Une haute concentration en hydrogène augmente l'indice de fluidité du polymère. La composition de l'hydrogène après traitement est la suivante [4]

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

Constituant	% Après traitement
Hydrogène H ₂	99,9 % mol. min.
Méthane CH ₄	< 20 ppm en poids, max.
CO	< 1,0 ppm en poids, max.
CO ₂	< 1,0 ppm en poids, max.
H ₂ O - 51°C Point de rosée	< 1,0 ppm en poids, max.
O ₂	< 1,0 ppm en poids, max.

L'hydrogène est séché dans le sécheur 950-132 A/B d'une épaisseur de calorifugeage de 50 mm. 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.

Les conditions de design de pression et de température sont de 59,820 bar et 63°C respectivement en opération normale, 9,561 bar et 315°C pendant la régénération. Le filtre 350-131 A/B élimine du courant d'hydrogène (3,8 m³/h) les particules dont le diamètre est supérieur à 5 µm, moyennant une surface filtrante de 0,92 m², dans une seule cartouche de polypropylène [4].

**Figure II.3 :** Traitement de l'hydrogène.

II.3.4 Le catalyseur de la polymérisation PF et son activation :

Le catalyseur de la réaction de polymérisation est le chrome de type PF (PHILLIPS). Avant d'être incorporé au réacteur, il exige un processus préalable d'oxydation (activation), il doit être activé moyennant le chauffage, par lots, dans un lit fluidisé avec de l'air chaud sec provenant de l'usine, à des températures qui atteignent 982°C.

L'objectif principal de l'activation du catalyseur PF est d'éliminer l'eau et les produits volatils par contact avec l'air sec et chaud dans le lit fluidisé. En plus de l'élimination de l'eau du catalyseur, le changement de l'état d'oxydation du chrome a lieu, de $\text{Cr}^{(\text{III})}$ à $\text{Cr}^{(\text{VI})}$ (changement de la valence de 3 à 6). Dans le réacteur, en contact avec l'éthylène, la valence du chrome passe de $\text{Cr}^{(\text{VI})}$ à $\text{Cr}^{(\text{II})}$. Ce dernier polymérise l'éthylène en polyéthylène.

Pour effectuer cette opération, il faut que l'air d'activation se trouve dans des conditions déterminées. Il faut qu'il soit à une température de rosée de -82°C à la pression d'opération. Pour cela, l'air provenant du système d'air instrument de l'usine traverse l'unité de séchage de l'air.

En général, la productivité du catalyseur est en fonction du temps de résidence du polymère, de la concentration de l'éthylène et du polymère dans le réacteur, de la présence de poisons dans les différents courants d'alimentation, du type de catalyseur, de la température et de la procédure d'activation du catalyseur, de la température du réacteur et du type de polymère devant être produit (homopolymère ou copolymère) [4].

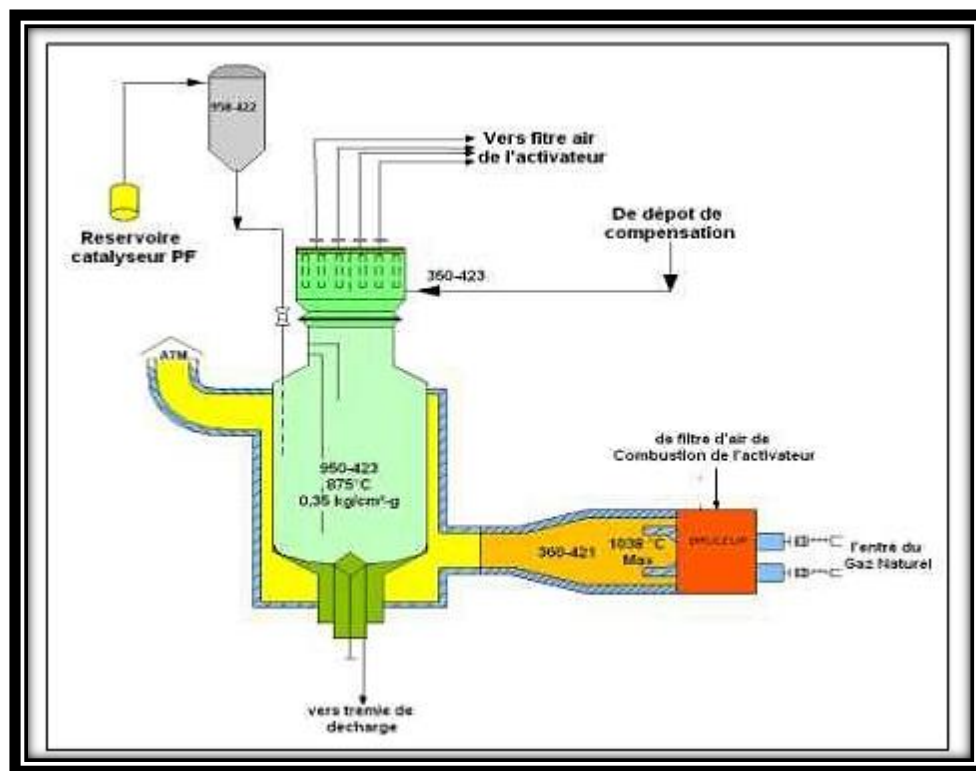


Figure II.4 : Activation du catalyseur.

II. 4 L'alimentation du réacteur :

Le réacteur 950-155 est une tuyauterie de diamètre interne de 560 mm en forme de boucle, composé de quatre tronçons verticaux, unis par des tronçons horizontaux. Les tronçons verticaux disposent de chemises calorifugées pour la réfrigération. Celles-ci, de 760 mm de diamètre extérieur, ont des conditions de design qui sont une pression de 14,709 bar et une température de 142°C.

Le réacteur, d'une capacité de 78,3 m³ et d'une longueur de 304 m, construit en acier au carbone, possède des conditions de design de 55,211 bar et 142°C pour la pression et la température respectivement.

les conditions opératoires de fonctionnement sont : 41,384 bar et 85 à 110 °C.

Le réacteur dispose de six pattes de décantation, 950-160 A/B/C/D/E/F, de tuyauteries longues de 2210mm 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 [4].



Figure II.5 : Réacteur de procédé.

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. 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 par les différents courants 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 [4].

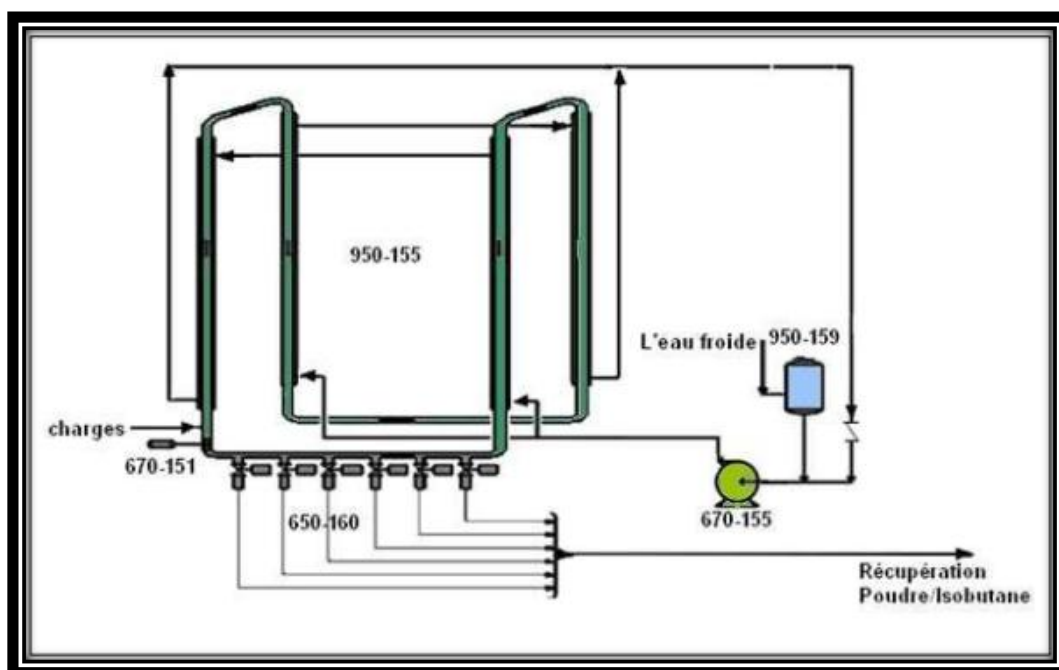
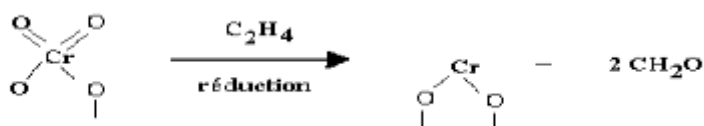


Figure II. 6 : Schéma montrant le réacteur du procédé.

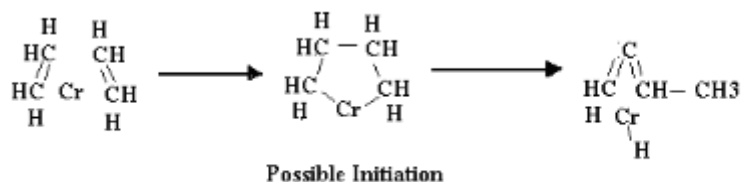
II .5 Mécanisme réactionnel :

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

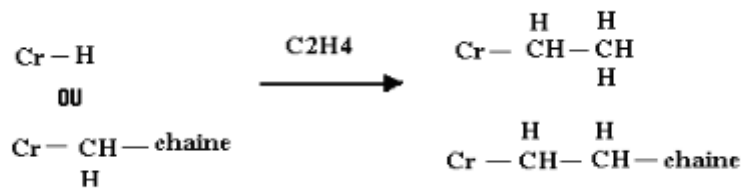
- Le catalyseur passe d'abord par son état de réduction selon la réaction :



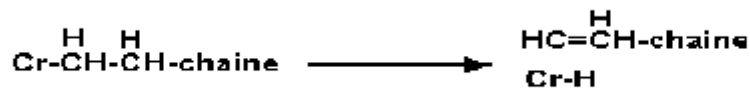
- **Initiation:** dans cette étape, il y a formation de fragment libre.



- **Propagation :**



- **Terminaison par dismutation :**



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

Le temps minimum de résidence 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 catalyseur de chrome, le temps minimum de résidence dans le réacteur serait de l'ordre d'une heure.

Pendant une heure de résidence 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 [4].

II .5 Pattes de décantation de la poudre :

Le fond du réacteur comporte 6 pattes de décantation, chacune possédant deux 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.

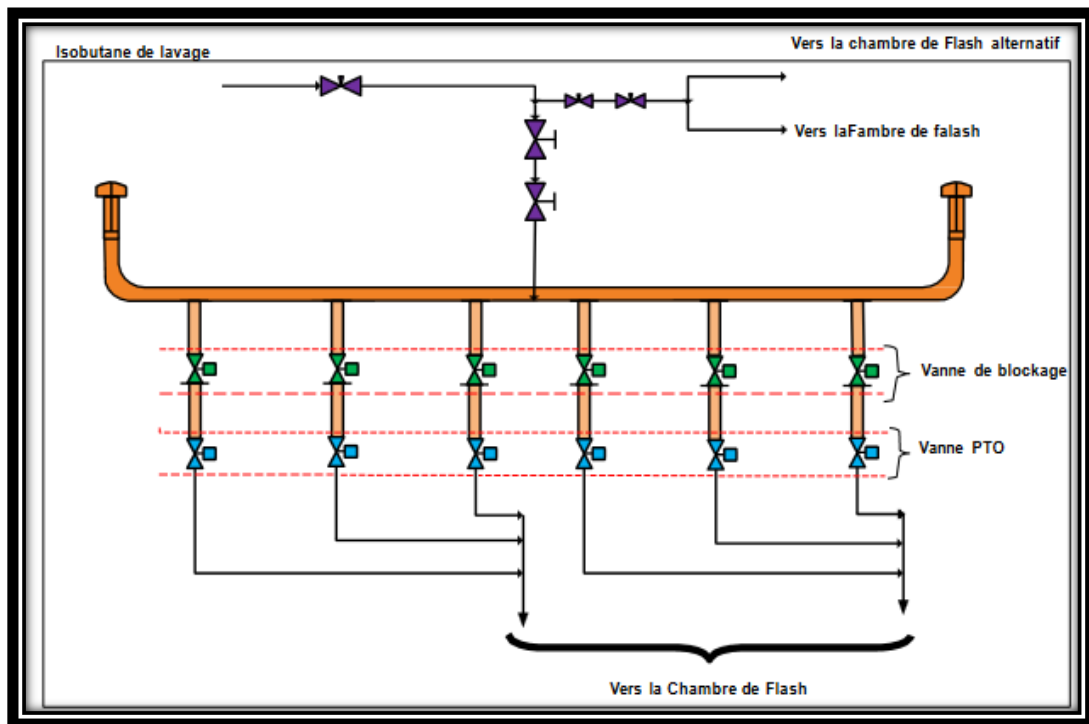


Figure II.7 : Schéma montrant les pattes de décantation.

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 41,384 bar, pression normale d'opération dans le réacteur, à 0,362 bar, (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 [4].

II .6 Chemin du gaz de recyclage :

Dans la chambre de flash, la chaleur nécessaire pour garantir la vaporisation complète des hydrocarbures, qui accompagnent le polymère, est apportée. Cet apport se réalise au moyen de la chaleur sensible propre au polymère ou par circulation de l'eau chaude dans les panneaux prévus à cet effet. Les vapeurs d'hydrocarbures sortent par la tête de la chambre de flash et se dirigent vers le système de purification et de récupération du gaz de recyclage. Le polymère se décharge par gravité à partir du fond de la chambre de flash à la colonne de purge [4].

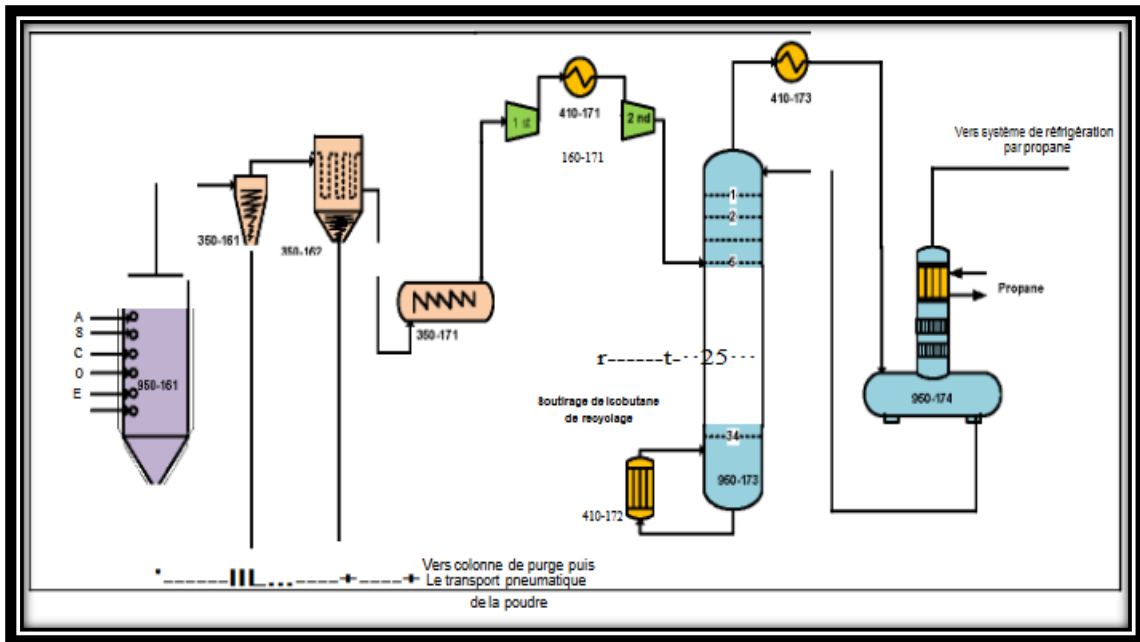


Figure II.8: Système de purification de gaz de recyclage.

Les hydrocarbures présents dans les pores du polymère sont éliminés dans la colonne de purge. A la base de celle-ci, on injecte de l'azote pour séparer les traces d'hydrocarbures. Le polymère sec se décharge par le fond de cette colonne vers les silos de poudre au moyen du transport pneumatique. La vapeur du gaz de purge, qui sort par la tête de la colonne, est envoyée au système de récupération de gaz de purge, à travers le filtre à manches de la colonne, pour séparer l'isobutane et l'azote présents dans le courant.

Le gaz de flash provenant de la tête de la chambre de flash est soumis à un système de récupération de solides, purification et récupération du solvant.

Une fois les solides récupérés, le gaz est envoyé à un système de purification du gaz à travers le compresseur de gaz de recyclage. Après la compression, le courant entre dans la colonne d'isobutane de recyclage pour séparer l'isobutane de composants tels que l'éthylène, l'hexène, et autres produits lourds qu'il comporte.

L'isobutane de recyclage venant de l'extraction latérale est récupéré et envoyé au réservoir de stockage d'isobutane de recyclage. Le courant de tête contenant l'isobutane riche en éthylène est envoyé à l'accumulateur à travers le condenseur de la colonne de recyclage. Les non condensables sont alimentés à la colonne d'évent d'éthylène pour la séparation

de l'isobutane. Le courant du fond est envoyé à la colonne de déshexanisation. On récupère 100 % de l'isobutane et 95 % de l'héxène envoyé. La vapeur de tête de cette colonne est envoyée à l'accumulateur de la déshexaniseuse, à travers le condenseur de la déshexaniseuse. Le liquide du fond, le courant d'héxène et d'hexane sont envoyés à la torche [4].

II .7 Chemin de la poudre (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.

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 [4].

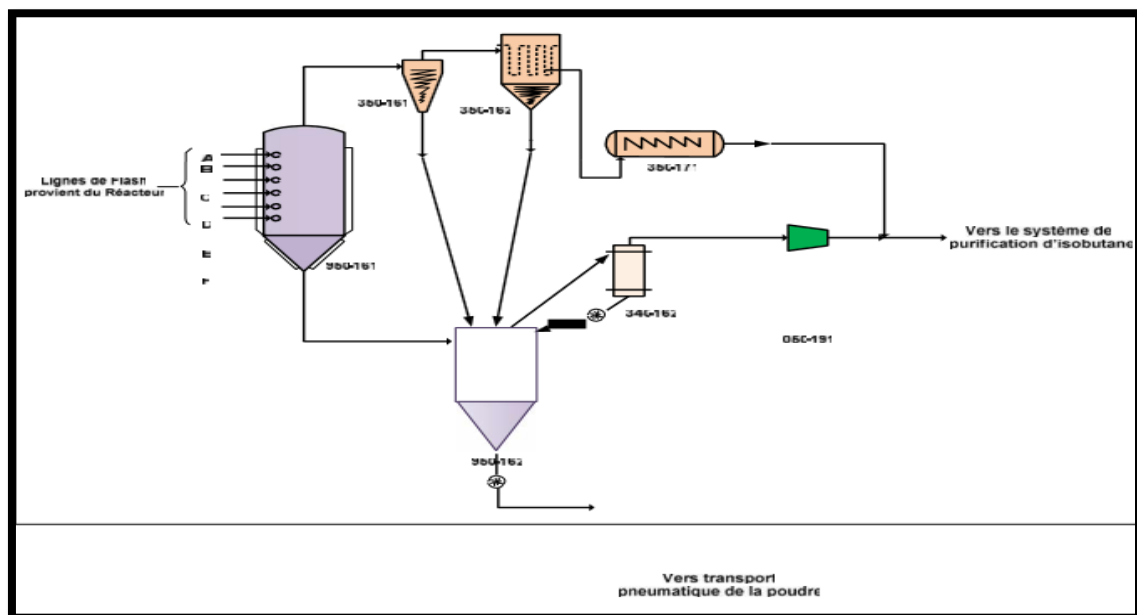


Figure II. 9 : Système de récupération du polymère.

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.10: Silos de stockage la poudre.
la poudre en vrac



Figure II.11: Silos de stockage Des granulés.



Figure II.12: De Silos de stockage de la poudre.

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 pellets ou granulés dans l'extrudeuse. La poudre de polymère y est mélangée et fondue; la masse fondue est coupée en pellets d'environ 3,2 mm de diamètre et 2,1 mm de longueur. 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.

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 [4].

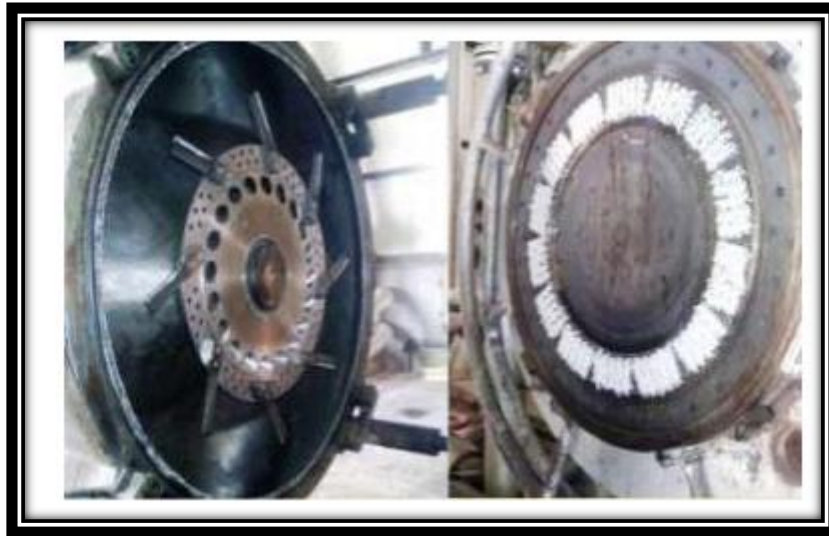


Figure II.13 : Compartiments principales de l'extrudeuse.



Figure II.14 : Stockage de produit fini.

Conclusion :

Le procédé Phillips est un procédé utilisé dans la fabrication de PEHD avec une capacité de production de 130000 tonnes/an, basé sur l'emploi d'un catalyseur d'oxyde de chrome supporté sur silice activée. Il exige une grande pureté des matières premières.

CHAPITRE III : GENERALITE SUR LA CRYOGENIE

ET LA DISTILLATION CRYOGENIQUE

Chapitre III : Généralité sur la cryogénie et la distillation cryogénique

III.1 La cryogénie:

III.1.1 Définition :

La cryogénie est l'étude et la production des basses températures (inférieures à $-150\text{ }^{\circ}\text{C}$ ou 120 K) dans le but de comprendre les phénomènes physiques qui s'y manifestent. La limite de $-153,15^{\circ}\text{C}$ représente la limite à partir de laquelle les gaz de l'air se liquéfient. La cryogénie possède de très nombreuses applications notamment dans les secteurs alimentaire, médical, industriel, physique et de l'élevage [5].

III.1.2 Domaine d'utilisation de la cryogénie [6] :

De très nombreuses branches d'activité scientifiques et techniques utilisent actuellement la cryogénie :

- Les sciences physiques étudient des phénomènes spécifiques des basses températures qui exigent d'y travailler : supraconductivité, physique nucléaire, magnétisme, technique des gyroscopes de haute précision, électronique appliquée, etc.
- L'industrie chimique fait un usage croissant de l'oxygène pour les réactions et surtout de l'azote pour l'inertage des atmosphères. La production en quantité massive de l'éthylène ne peut se faire qu'à l'aide des basses températures pour sa séparation et sa purification finale.
- La médecine et la chirurgie emploient depuis longtemps des produits de base préparés grâce à la cryogénie : oxygène, protoxyde d'azote, plasma sanguin, etc.
- Les liquides cryogéniques usuels tels que l'oxygène et l'azote et les gaz rares de l'air sont employés en quantités massives dans la sidérurgie et la métallurgie (notamment argon/hélium pour la soudure).

- Quant aux industries spatiales, on sait que l'oxygène, l'hydrogène, l'azote et l'hélium liquide sont à la base même de leur existence. l'oxygène et l'hydrogène liquides assurent la propulsion des fusées, l'azote et l'hélium sont indispensables pour assurer l'inertage et le bon fonctionnement notamment des pompes d'alimentation à grand débit des moteurs de fusées.
- L'utilisation du froid pour le traitement, la production ou la transformation des gaz

Constitue, donc actuellement un des fondements essentiels de l'industrie moderne.

- L'étude de superfluidité (absence de viscosité pour un liquide).
- La transformation en une fine poudre de toutes sortes de matières.
- La récupération de plus de 90% des gaz destructeurs de la couche d'ozone.
- La création, à partir d'azote liquide, de toutes sortes de neiges.
- Le transport sur de longues distances de gaz naturel à un cout réaliste.

III.2 La distillation cryogénique :

La séparation et la purification des gaz font appel souvent à la distillation cryogénique, un domaine qui se développe encore, et sa technologie s'avère bien maîtrisée. Le principe de la séparation, c'est de créer le froid avec des cycles de réfrigération et d'utiliser ce froid par la suite, pour condenser un ou des constituants dont on cherche à séparer, tandis que les autres constituants restent à l'état gazeux. L'un des exemples de la distillation cryogénique c'est la section de purification dans l'unité de vapocraquage du CP1K.

III.3 Simulateur HYSYS :

Le simulateur HYSYS est un logiciel 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 logiciel 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 [7].

III.4 Le choix du modèle thermodynamique :

Simplicité de la forme mathématique, étendue de l'application et précision Ce sont les bases du choix de l'équation d'état. Le Tableau III.1 résume les domaines d'application des modèles PR et SRK.

Tableau III.1 : Domaine d'application des modèles PR et SRK [8].

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, traitement du gaz et la simulation des procédés industriels des hydrocarbures et réservoirs.

CHAPITRE IV : PARTIE PRATIQUE

Chapitre IV :

Introduction :

Lorsque la réaction de la polymérisation est terminée 96% de l'éthylène a réagi, tandis que le reste de la quantité n'est pas converti. Pour un débit de design d'éthylène de 23 190 kg/h, on obtient 927,6 kg/h comme un débit pour l'éthylène non réagi.

Au niveau du complexe CP2K, cette quantité d'éthylène non réagi est envoyée directement vers la torche, ce qui signifie une grande perte économique pour la SONATRACH. Estimée à un débit de 927,6 kg/h et un prix moyen de 1000 Dollars/tonne de 7142 520 Dollars/an comme des pertes annuelles. Ces pertes causes des problèmes économiques et une pollution de l'environnement et de l'air.

Durant notre période de stage, on a détecté ce problème et on a essayé de trouver une solution afin de récupérer l'éthylène non réagi et remédier ce problème.

Pour ce faire, on a proposé une création d' colonne de distillation cryogénique, par simulation à l'aide de logiciel HYSIS.

Ensuite, une étude technico-économique de la faisabilité de la réalisation de cette installation a été réalisée.

A la fin, on a cité deux autres méthodes, peut être utilisée pour récupérer l'éthylène non réagit, la récupération par modification de système de purification de l'isobutane, et la récupération par séparation membranaire.

IV.1. Déroulement de la simulation :

IV.1.1. Simulation de la colonne 950-175 d'évent d'éthylène :

La Colonne d'évent d'éthylène 950-175 reçoit les vapeurs, pratiquement de l'éthylène, provenant de l'Accumulateur de la colonne de recyclage 950-174. La colonne est construite en acier au carbone, elle est pourvue de deux lits, chacun d'eux d'une hauteur de 3 000 mm, remplis d'anneaux Pall en acier inoxydable de 25 mm, pour la séparation de l'éthylène et de l'isobutane. [4]

Les paramètres de design d'entrée dans l'accumulateur 950-174 sont :

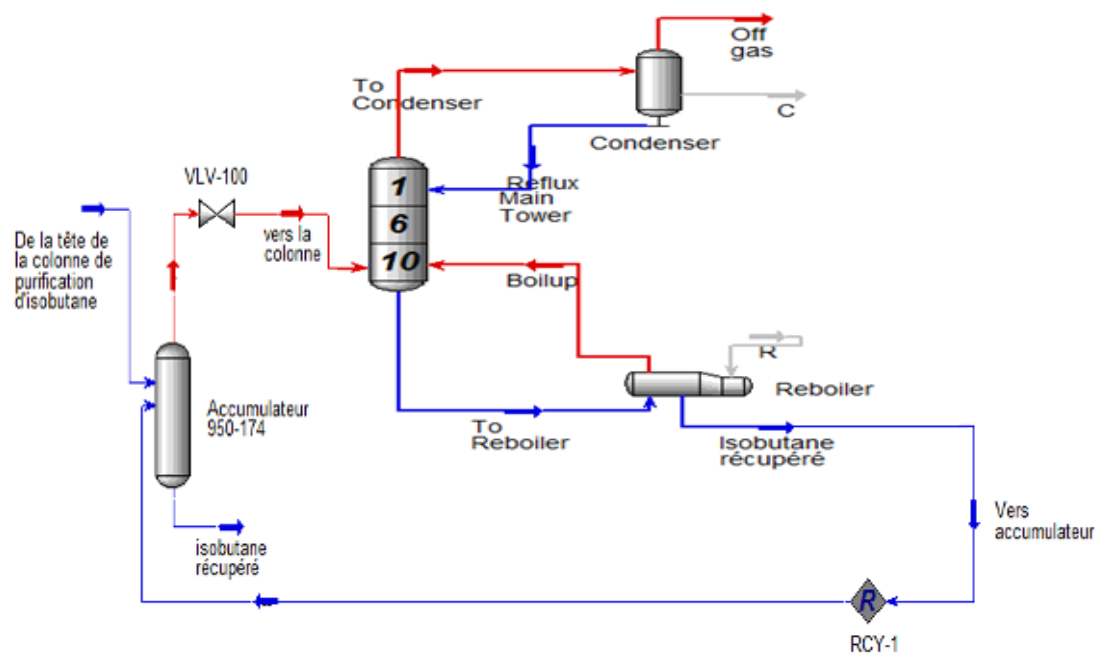
Débit	19 597 ,33 kg/h
Pression	0 ,001385 bar

Température

38 °C

Tableau IV.1 : Composition de la charge entrante dans l'accumulateur 950-174.

Constituant	Fraction molaire
Hydrogène	0.0029
Azote	0.0111
Méthane	0.0004
Ethylène	0.2059
Ethane	0.0057
Propane	0.0075
Isobutane	0.7552
n-butane	0.0112

**Figure IV.1** : Schéma de simulation de la colonne d'évent d'éthylène 950-175.

IV.1.2. Rapprochement des résultats entre le cas design et le cas simulé:

Les résultats, de la simulation de la colonne d'évent d'éthylène 950-175, obtenus, à l'aide du logiciel HYSYS, ont été comparés avec les paramètres de design du complexe CP2K (Annexe A).

Les résultats sont représentés dans **les tableaux IV.2 et IV.3** ci-dessous :

Tableau IV.2 : Les compositions de tête de la colonne dans le cas design et le cas simulé.

Composant	Fractions molaires	
	Cas design	Cas simulé
Hydrogène	0,0268	0,0280
Azote	0,0958	0,0999
Méthane	0,0028	0,0029
Ethylène	0,8303	0,8243
Ethane	0,0176	0,0175
Propane	0,0039	0,0064
Isobutane	0,0226	0,0201
n-butane	0,0002	0,0001

Tableau IV.3: Comparaison des paramètres de sortie de tête de la colonne 950-175.

	Design	HYSYS	Pourcentage d'erreur
Température (°C)	-28.89	-29	-0.38
Pression (bar)	0,00136	0,00136	0
Débit (kg/h)	1057	995	5,86
Fraction massique d'éthylène	0,8303	0,8243	0,72

D'après les tableaux ci-dessus on constate les résultats de simulation et de design sont très proche (écart très faible). Cela confirme que la simulation est correcte et la faisabilité d'utiliser le modèle thermodynamique de Peng Robinson pour cette étude.

III.1.3. Simulation de la section de récupération d'éthylène non réagi :

Afin de récupérer l'éthylène non réagi, on a commencé par proposer des paramètres opératoires pour le fonctionnement de la colonne cryogénique proposée, basés sur les paramètres de sortie de la colonne d'évent d'éthylène 950-175. En injectant ces données dans la fonction « Short Cut Distillation » dans le logiciel HYSYS, on obtient une estimation sur le nombre de plateaux nécessaire pour la séparation et le plateau d'alimentation optimal. [4]

Débit de l'off-gas	1 057 kg/h
Pression	0.00136 bar
Température	-28.89 °C

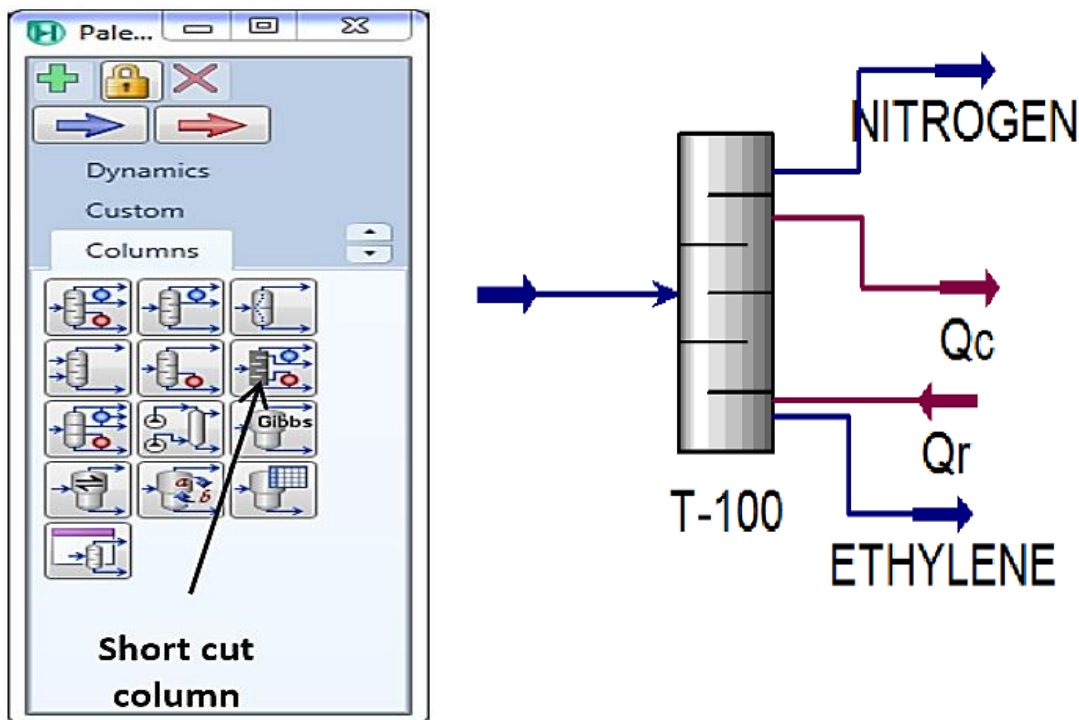


Figure IV.2 : La colonne « Short Cut ».

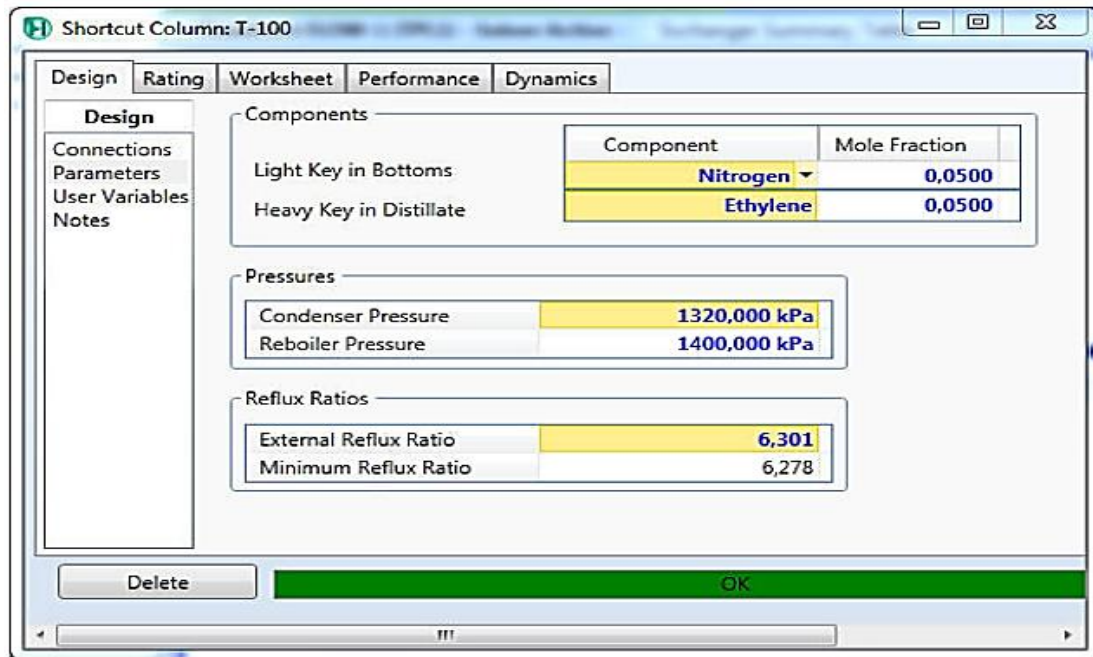


Figure IV.3: Conditions opératoires de la colonne « Short Cut ».

Les résultats de la colonne «short cut», donnent 16 plateaux avec alimentation de la charge dans le douzième (12ème) plateau. Avec des Température très basses pour le rebouilleur et le condenseur, sont respectivement (-113.9 et -239.2 °C). Illustrer dans La Figure IV.4.

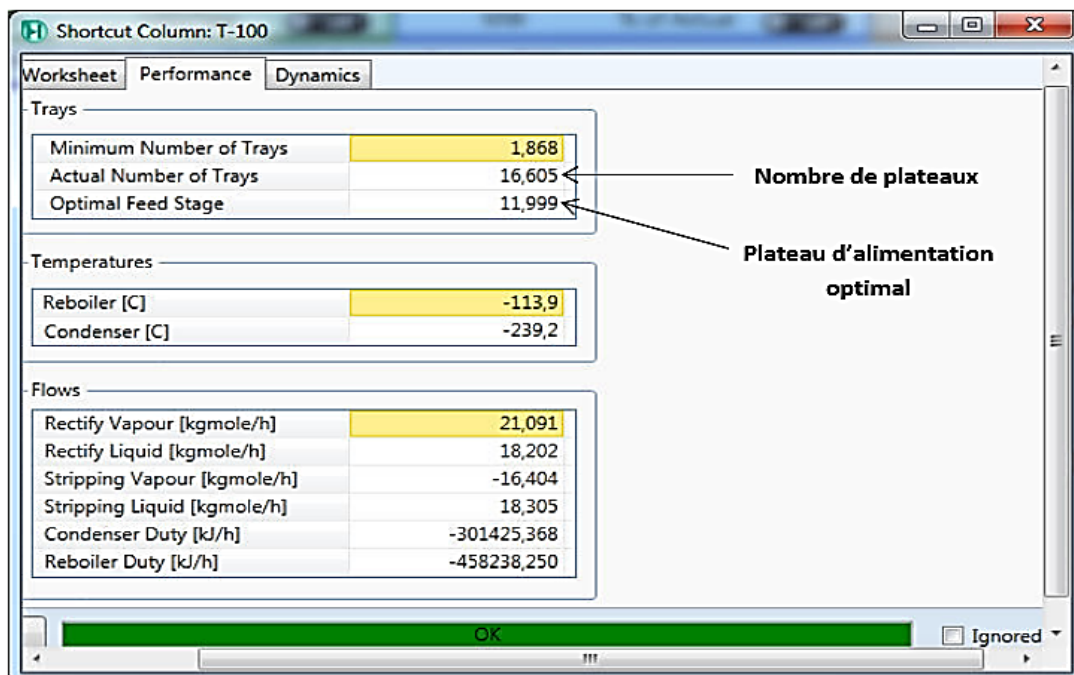


Figure IV.4: Résultats de la colonne « Short Cut ».

III.1.4.Simulation de la section cryogénique :

Les températures du rebouilleur et du condenseur issus de la simulation de la colonne «short cut », sont très basses. Donc sont impossibles à atteindre avec des boucles de réfrigération basées sur les produits disponibles (Propane, Ethylène), alors des optimisations sont nécessaires pour cette colonne.

Lorsque en augmente la pression les températures augmentent, cette propriété est utilisée afin d'élever les températures du rebouilleur et du condenseur à un point où l'utilisation des boucles de réfrigération de propane et d'éthylène devient possible. Pour ce faire, on a utilisé un compresseur centrifuge pour atteindre une pression de 0.0028 bar, une pression suffisamment grande pour avoir des températures de réfrigération qui peuvent être atteintes avec le propane et l'éthylène.

Tableau IV.4 : les conditions opératoires pour l'alimentation de la colonne de distillation cryogénique.

Température (°C)	26.40	
Pression (bar)	0.0028	
Débit (kg/h)	995	
Nombres des étages	16	
Plateau d'alimentation	12	
	condenseur	rebouilleur
Température (°C)	-85	-12.46
Pression (bar)	0.0027	0.0090
Débit (kg/h)	123.6	871.4

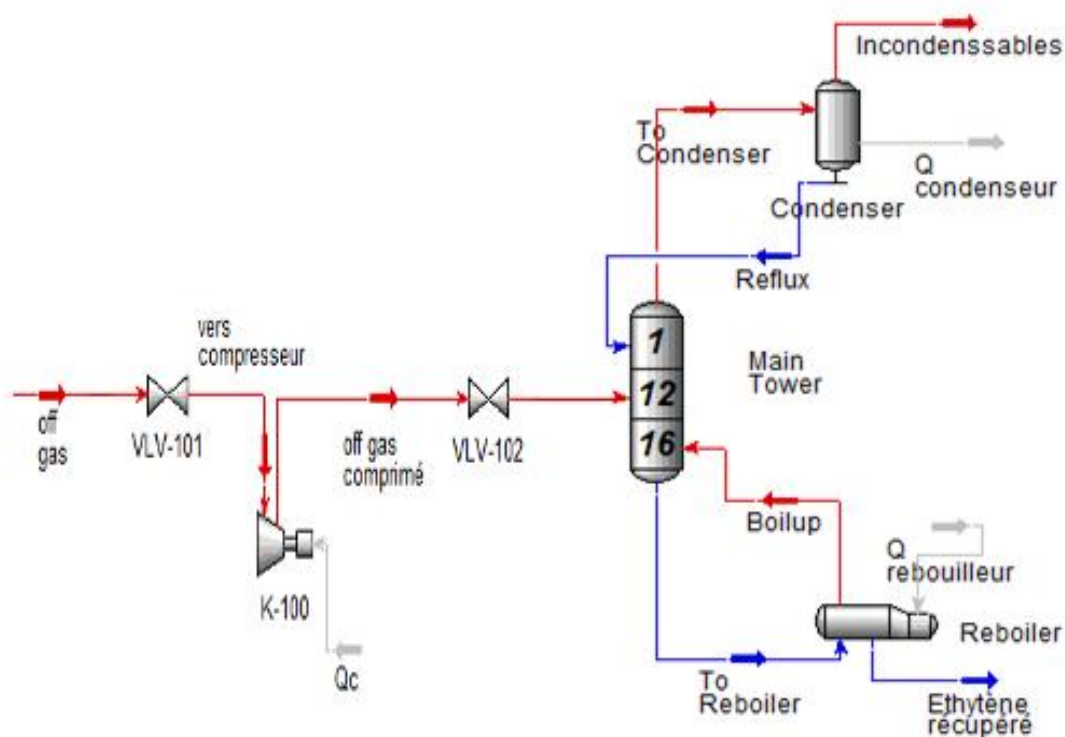


Figure IV.5 : La section cryogénique simulée.

Tableau IV.5 : Composition des incondensables et de l'éthylène récupéré.

constituant	Fraction molaire	
	Les gaz incondensables (tête de colonne)	L'éthylène récupéré (fond de colonne)
Hydrogène	0.1850	0.0000
Azote	0.6578	0.0002
Méthane	0.0177	0.0002
Ethylène	0.1394	0.9466
Ethane	0.0002	0.0206
Propane	0.0000	0.0076
Isobutane	0.0000	0.0248
n-butane	0.0000	0.0001

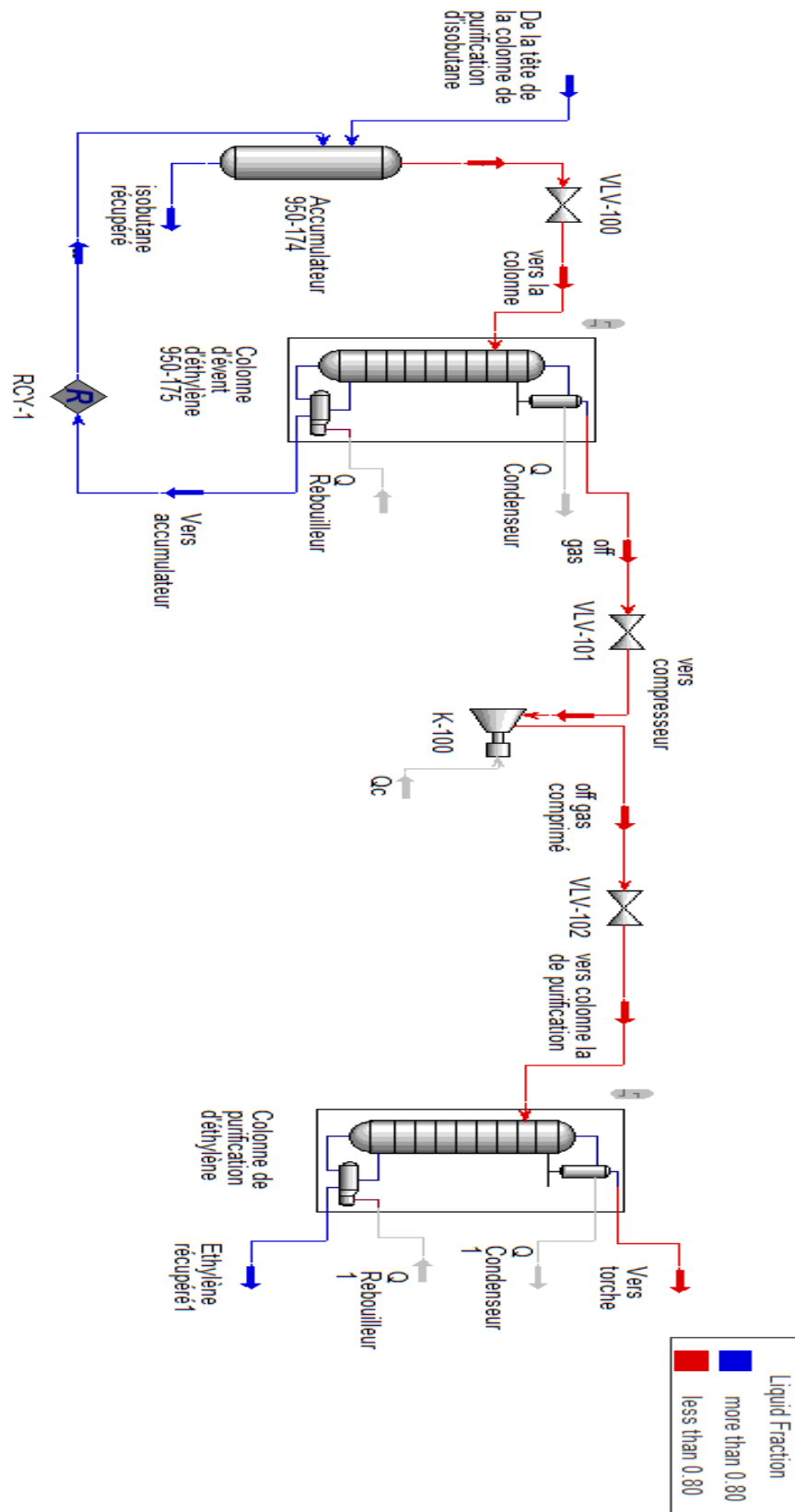


Figure IV.6 : Schéma générale de la simulation de la nouvelle installation de récupération de l'éthylène non réagi.

IV.2. Etude technico-économique :

Chaque nouveau projet nécessite une étude économique, pour évaluer la rentabilité de la réalisation de cette installation ainsi que le temps d'amortissement.

La rentabilité est la capacité d'un investissement à produire un bénéfice. Basée sur cela on va réaliser un certain nombre de grandeurs économiques qui caractérisent la rentabilité, tels que :

- la valeur actuelle nette (VAN),
- le taux de rentabilité interne (TRI),
- la durée de récupération (payback period ou Pay-Out Time) (POT).

IV.2.1. 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 simulation HYSYS afin d'avoir une estimation sur le coût d'investissement et le coût d'exploitation qui sont de 4 183 750 dollars et 107 265 dollars/an respectivement. La Figure IV.7 représentée ci-dessous montre les résultats de la fonction « economics ». L'annexe 3 représente les résultats détaillés de l'estimation économique :

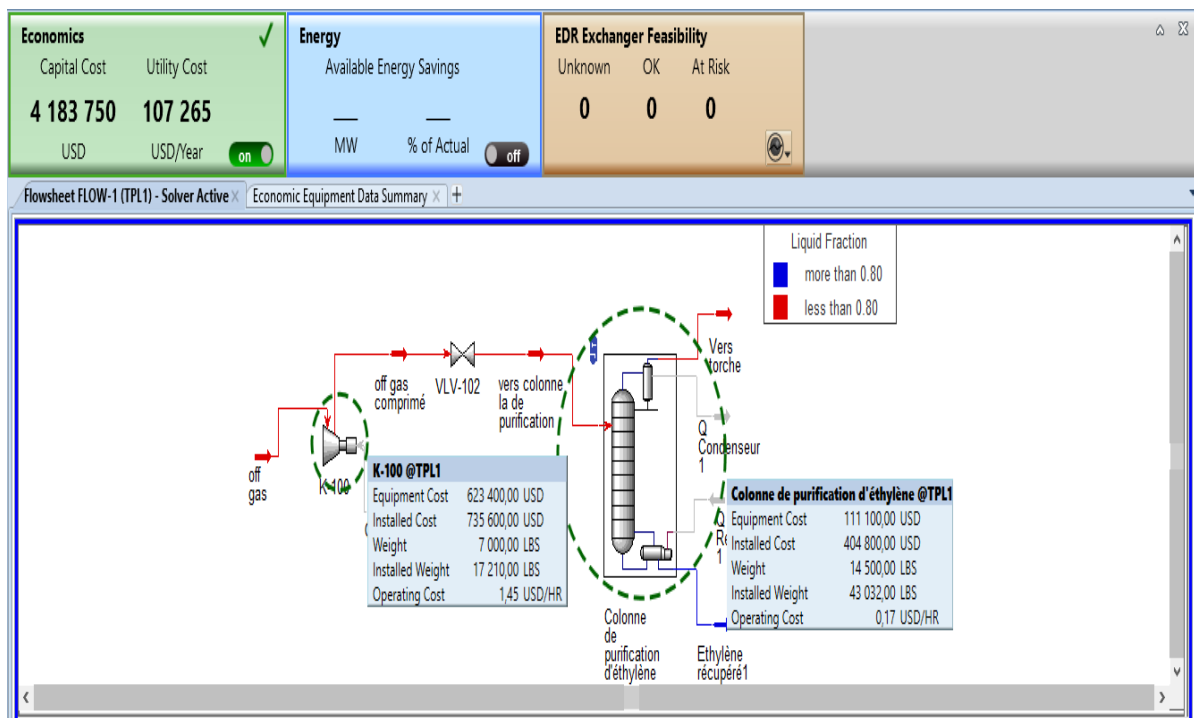


Figure IV.7 : Résultats de la fonction « Economics ».

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 (C_2H_4). Le prix de l'éthylène actuel est estimé à 1000 dollars/tonne.

IV.2.2. 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 de 1000 dollars/tonne.

Tableau III.7 : Calcul de la recette.

Taux de récupération de l'éthylène	Quantité d'éthylène récupérée (Tonnes/an)	Prix d'achat (Dollars/tonne)	Recette (dollars)
97%	6900	1000	6 900 000

IV.2.3. Calcul du bénéfice imposable :

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

Avec :

n : Nombre d'années d'Amortissement

- Cash flow (CF) :

CF = bénéfice – investissement – cout d'exploitation – impôts.

- Cash flow actualisée (CFA) :

Avec :

CF : Cash flows

a : Taux d'actualisation (pris à une valeur de 3%)

n : nombre de l'année

Tableau III.8 : Résultats des paramètres économiques.

Année	0	1	2	3	4	5
Recette	0	6 900 000	6 900 000	6 900 000	6 900 000	6 900 000
Investissement	4 183 750	0	0	0	0	0
Amortissement	0	836 750	836 750	836 750	836 750	836 750
Cout d'exploitation	0	107 265	107 265	107 265	107 265	107 265
Bénéfice imposable	0	5 955 985	5 955 985	5 955 985	5 955 985	5 955 985
Impôt	0	1 012 517	1 012 517	1 012 517	1 012 517	1 012 517
Cash Flow	-4 183 750	4 943 468	4 943 468	4 943 468	4 943 468	4 943 468
Cash Flow actualisée	-4 183 750	4 799 483	4 799 483	4 799 483	4 799 483	4 799 483

IV.2.4. Les critères de choix d'investissement :

- La valeur actuelle nette (VAN)

VAN = 18 455 883 **dollars**

Avec:

CF: Cash flows

a : Taux d'actualisation

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

IV.2.5. Taux de rentabilité interne (TRI) :

Le TRI se détermine par itération successive. 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.

$$TRI = 109\%$$

Avec :

VAN_n : Valeur actuelle nette négative

VAN_p : Valeur actuelle nette positive

a_0 : Taux d'actualisation à la VAN_n

a_1 : Taux d'actualisation à la VAN_p

Le TRI est très important par rapport au taux d'actualisation, on a une marge de sécurité suffisante pour réaliser ce projet.

IV.2.6. 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. [9]

$$POT = 10.46 \text{ mois.}$$

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.

IV.3. Récupération par séparation membranaire :

La séparation d'un mélange gazeux par un procédé membranaire est rendue possible par une perméation sélective des différents constituants du mélange à travers une membrane. Dans un tel procédé, un flux d'alimentation, généralement à haute pression, est mis en contact avec une membrane pour permettre à la partie la plus perméable de ce flux de traverser la membrane jusqu'à l'autre côté, maintenu en basse pression (**Figure IV.8**). Le flux du gaz perméé, appelé perméat, est enrichi en constituants les plus perméables (constituants rapides) tandis que le flux du gaz non perméé, appelé du rétentat ou encore du résidu est concentré en constituants les moins perméables (constituants lents). [10]

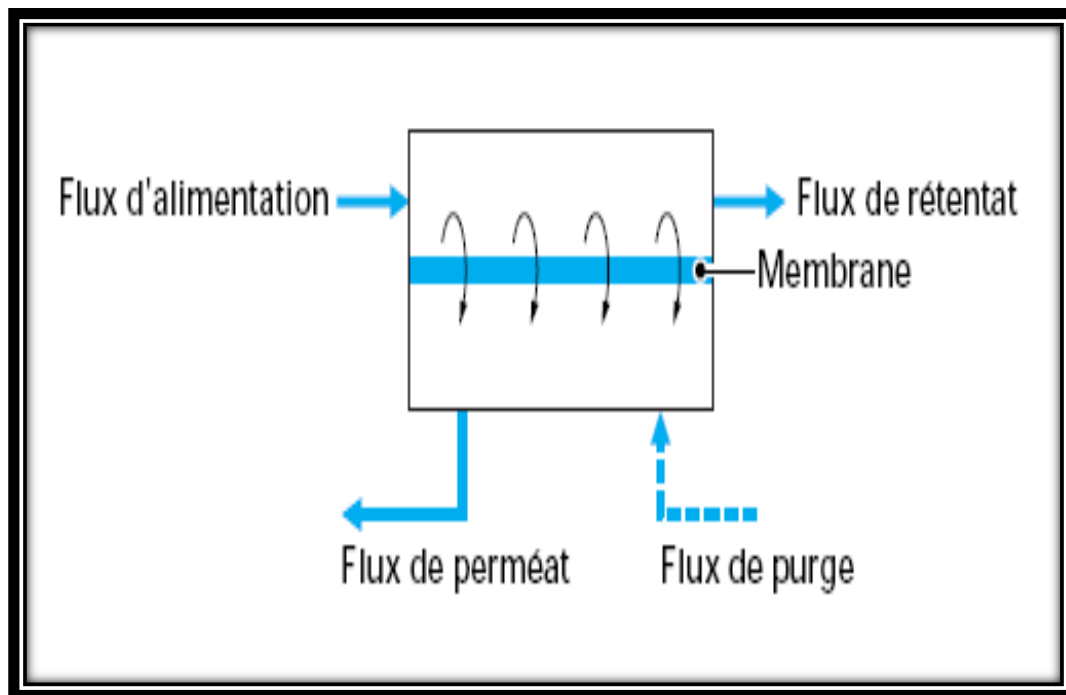


Figure IV.8 : Principe de séparation par une membrane et terminologie.

IV.3. Récupération par modification du système de purification de l'isobutane :

Cette proposition est basée sur la modification du procédé de **Phillips** [4]. L'objectif est de récupérer les oléfines (éthylène et hexène) avec l'isobutane de recyclage. La charge (gaz de flash et gaz de purge) passe directement par le condenseur (410-173), ensuite l'accumulateur (950-174). Après cela, le liquide soutiré de l'accumulateur est envoyé vers la colonne de purification (950-173). L'isobutane avec les oléfines seront récupérés en bas de la colonne pour l'envoyer vers le réservoir de stockage. [10]

Conclusion :

A la fin de notre étude, on peut conclure que la technique de la distillation cryogénique est très efficace pour la récupération de l'éthylène non réagi, avec des taux de récupération importante. De couté économique, le procédé de distillation cryogénique est rentable et à un large marge des bénéfices, et concernant les deux

autres procédé de récupération il est nécessaire de faire une étude de rentabilité pour tous les deux ultérieurement.

Conclusion générale :

Le développement industriel des pays est lié par la récupération et la réutilisation de tous les déchets issus des usines industrielles et des complexes pétrochimiques.

La SONATRACH cherche, ces dernières années, de réaliser à travers ces complexes des installations de récupération de tous les déchets car une perte économique importante est enregistrée.

Au niveau du complexe pétrochimique CP2K, une quantité importante d'éthylène est brûlée provoquant de graves problèmes économiques et environnementaux.

D'où la nécessité de créer une nouvelle installation pour récupérer cette quantité perdue. L'objectif de notre travail est de réaliser une nouvelle installation de récupération de l'éthylène de la tête de la colonne d'évent, par distillation cryogénique suivie d'une étude technico-économique, pour voir la faisabilité et la rentabilité de ce projet.

À l'aide du logiciel Aspen HYSYS, une simulation de la colonne de distillation cryogénique a été réalisée, basée sur notre bagage scientifique, et les données du complexe.

A partir des résultats de simulation et de l'étude économique, on peut conclure que ce projet est vraiment rentable, et redonne des bénéfices à la SONATRACH.

Donc, cette installation a le droit de voir la lumière, y compris pour réduire la perte d'éthylène et protéger l'environnement. Et la SONATRACH, a déjà lancé une offre internationale en vue d'installer un procédé pour récupérer l'éthylène non réagi (**Annexe B**).

Bibliographie :

- [1]: Meriem BOUTERFA, « Etude de la détermination du paramètre D'interaction entre deux polymères par voie Mécanique "effet du comptabilisant sur ce Paramètre », Université Ferhat Abbas Sétif, 2011.
- [2]: https://fr.wikipedia.org/wiki/Catalyse_de_Ziegler-
- [3] : Yves Gnanou, Michel Fontanille, « Organic and physical chemistry of polymers », John Wiley and Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, 2008
- [4] : Manuel d'opération, CP2K, INTEDRA.
- [5] : Djelloul amel, « Simulation de cycle de Claude pour la liquéfaction de l'air, de l'azote et de l'oxygène » 2006.
- [6] : Philippe, Bredy, températures cryogéniques, septembre 2004, Techniques de l'ingénieur.
- [7] : A.Miles : « Optimisation des cycles de liquéfaction du gaz naturel », UniversitéConstantine, 2009.
- [8] : N.Rebai : « Simulation des procédés, initiation au simulateur HYSYS », IAP, 2008.
- [9] : Chauvel. A, Manuel d'évaluation économique des procédés. Editions Technip Paris, 2001.
- [10] : M. Slimani Ali : «Récupération de l'éthylène non réagi au Complexe Pétrochimique de Skikda (CP2K)», IAP, 2013.

Annexe

Liste d'Annexe

Annexe (A)

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

Annexe (B)

SONATRACH

Activité RPC

Division Méthodes et Opérations

BP 58 – Z.I Arzew / Oran

Téléphone : 041 79 36 50

Fax : 041 79 14 93.

E-Mail : RPC-DIV-MOP@Sonatrach.dz

APPEL D'OFFRES NATIONAL ET INTERNATIONAL OUVERT

N° 04/INV/ DIV/RPC/MOP/2022

1. La Société Sonatrach -Activité RPC – Division Méthodes et Opérations B.P n°58, Z.I Arzew, lance un avis d'Appel d'Offres National et International Ouvert pour :

PROJET EPC RECUPERATION BOIL OFF ETHYLENE :

Réalisation en EPC d'une installation pour la récupération de Boil-Off-Gaz d'éthylène au niveau du complexe CP2K.

2. Le Dossier d'Appel d'Offres peut être retiré auprès de la Division Méthodes et Opérations B.P n°58, Z.I Arzew d'Arzew **avant la date limite de retrait fixée à Trente (30) jours calendaires** à compter de la date de parution de l'offre sur le BAOSEM par tout candidat intéressé, contre paiement d'un montant non remboursable de **Dix Mille (10 000) Dinars** pour les soumissionnaires nationaux soit une contrepartie de **Soixante Dix (70) US Dollars**, pour les soumissionnaires étrangers et sur présentation d'une copie du registre de commerce et d'un mandat pour la personne chargée de retirer le dossier d'appel d'offre.

Aussi, les sociétés qui souhaitent retirer le Dossier d'Appel d'Offres par voie électronique peuvent formuler la demande de retrait par e-mail à l'adresse électronique suivante :

RPC-DIV-MOP@Sonatrach.dz

Le paiement sera effectué par virement au compte bancaire :

BANQUE EXTERIEURE D'ALGERIE

BEA Agence Djenane El Malik Hydra – Alger

Compte N°002 00005 005220 0079/96

Les justificatifs de versements relatifs au retrait du Dossier d'Appel d'Offres (Avis bancaires / Bordereau de versement espèces) doivent être établis au nom du soumissionnaire.

3. Le mode de soumission **en Deux (02) étapes s'applique** au présent Appel d'Offres.

4. Au titre de la première étape du présent appel d'offres, les offres techniques sans aucune indication de prix doivent être déposées dans des plis, à l'adresse : **Division Méthodes et Opérations B.P n°58, Z.I Arzew**

La date limite de dépôt des offres techniques au titre de la première étape : **Soixante (60) jours** à compter de la date de publication au BAOSEM.

Heure : avant Seize heures (16 H00) .

Si le jour de dépôt des offres coïncide avec un jour férié ou un week-end (**vendredi et samedi**) ; la date limite de dépôt des offres techniques sera prorogée jusqu'au premier jour ouvrable suivant.

Le cachet du bureau d'ordre général (BOG) de la Division Méthodes et Opérations apposé sur le pli, fera foi.

Les offres techniques sont assorties d'une garantie de soumission de :

- **Cinq million de Dinars Algériens (5 000 000, 00 DA)** pour les Soumissionnaires de droit Algérien ;
- **Trente-Cinq Mille US Dollars (35 000,00 USD)** ou autre monnaie étrangère convertible, pour les Soumissionnaires de

[Contact](#) | [Français](#) ▼



DZtenders.com [Avantages](#) [Abonnements](#) [Services](#)

[S'abonner](#)

[Se connecter](#)

5. Les plis au titre de la première étape seront ouverts en présence du ou des représentant(s) des soumissionnaires qui le souhaitent, à la séance d'ouverture qui aura lieu à l'adresse suivante: Siège Activité RPC, sis à Sidi Arcine Baraki - Alger, à la date et à l'heure mentionnées dans l'invitation à assister à l'ouverture des plis des offres techniques au titre de la première étape.

6. Les soumissionnaires dont les offres techniques ont été déclarées conformes, seront invités à soumettre une offre financière.

7. Les offres financières seront ouverts en présence du ou des représentant(s) des soumissionnaires qui le souhaitent à la séance d'ouverture qui aura lieu à l'adresse Siège Activité RPC, sis à Sidi Arcine Baraki - Alger sur invitation, à la date, à l'heure mentionnées dans l'invitation à soumettre une offre financière au titre de la deuxième étape.

8. Les soumissionnaires resteront engagés par leur offre pour une durée de **Cent Quatre-Vingt (180) jours calendaires** à partir de la date limite de dépôt des offres techniques.

