

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

UNIVERSITÉ BADJI MOKHTAR - ANNABA
BADJI MOKHTAR – ANNABA UNIVERSITY



جامعة باجي مختار – عنابة

Faculté : Technologie
Département : Génie Des Procédés
Domaine : Sciences et Technologie
Filière : Industrie Pétrochimique
Spécialité : Génie Pétrochimique

Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master

Thème :

**Amélioration du taux de récupération de l'IC₄ de recyclage,
au niveau du CP2K-Skikda**

Présenté par : - Rehab Bekouche Rihane
– Riffi Saoussen

Encadrant : *Mr Lachger Med Sadek* MAA BADJI MOKHTAR ANNABA

Jury de Soutenance :

Hamouche Karima	MAA	BADJI MOKHTAR - ANNABA	Président
Lachger Med Saddek	MAA	BADJI MOKHTAR - ANNABA	Encadrant
Kherrat	Pr	BADJI MOKHTAR - ANNABA	Examineur

Année Universitaire : 2022/2023

Remerciement

Nous remercions Allah le tout- puissant de nous avoir donné la force, la volonté, la sagesse et la patience pour arriver à ce stade d'études.

En premier lieu, nous tenons à remercier sincèrement Monsieur M. S. Lachger notre encadreur, qui s'est toujours montré à l'écoute et très disponible tout au long de la réalisation de notre projet. Ainsi, nous le remercions pour l'aide et tout le temps qu'il a bien voulu nous consacrer.

Nous souhaitons également remercier toutes les personnes qui ont contribué au succès de notre stage et qui nous ont aidés lors de la rédaction de ce mémoire.

Nous exprimons notre gratitude à tout le personnel du complexe pétrochimique CP2K à Skikda, en particulier au service de production, et le chef du département des ressources humaines en l'occurrence, M.Bentrad.

Nous ne saurions oublier de remercier nos parents et nos proches pour leur soutien constant et leurs encouragements, ainsi que pour avoir cru en nous.

Dédicaces

*À mes chers parents, pour tous leurs sacrifices, leur amour
et leur soutien.*

*À mes chères sœurs Roumaïssa, Rana, Raouia, ainsi qu'à mon
cher frère Raid,*

*Pour leurs encouragements permanents et leur soutien
moral.*

Je tiens également à exprimer ma gratitude à toute ma famille.

*À toutes mes amies et mon binôme Saoussen, merci pour votre
soutien.*

A tous ceux que j'ai connus qui m'ont aidé et soutenus.

Rihane

Je dédie ce travail à ma famille, qui m'a apporté le plus grand soutien pour arriver où je suis aujourd'hui.

Particulièrement à ma très chère mère, pour ses encouragements, et qui m'a donné toujours l'espoir de réussir. À mon très cher père, pour son amour et ses sacrifices afin de garantir le bon déroulement de mes études.

À ma grand-mère et à mon grand-père, qui n'ont jamais cessé pour prier pour moi.

À mes sœurs et à mon frère, à mes meilleurs amis et à mes chers collègues.

Enfin, je tiens à remercier Rihane de sa contribution à ce travail.

Saoussen

Résumé

Dans ce travail, nous cherchons à cerner les paramètres qui conduiraient à l'amélioration du taux de récupération de l'isobutane, un produit cher importé et indispensable à la réaction de polymérisation. Nous avons donc établi alors les différents bilans de matière afin de déterminer les flux entrants et sortants du réacteur jusqu'à l'entrée de la colonne de purification 950-173.

En conclusion, nous proposons une solution au problème du cas actuel en nous basant sur les simulations relaissés avec HYSYS.

Mots Clés :

Isobutane, polymérisation, colonne de purification de l'isobutane, taux de récupération de l'isobutane, HYSYS.

Sommaire

Résumé	
Liste des équipements	
Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Introduction générale.....	1
Chapitre I : Présentation du complexe CP2K (polymed)	
I.1 Introduction.....	3
I.2 Implantation.....	3
I.3 Mission du complexe.....	4
I.4 les zones du complexe.....	4
I.5 Description de l'usine.....	6
I.6 Le PEHD.....	6
I.7 Grades du PEHD produits au niveau de CP2K.....	7
I.8 Conclusion.....	7
Chapitre II : Description du procédé de fabrication du PEHD	
II.1 Introduction.....	8
II.2 Description du procédé Phillips.....	8
II.3 Traitements des matières premières.....	10
II.3.1 Ethylène.....	10
II.3.2 Hexène.....	14
II.3.3 Hydrogène.....	15
II.3.4 Isobutane.....	16
II.3.5 Le catalyseur.....	18
II.4 Description du procédé.....	19
II.4.1 Le réacteur de procédé.....	19
II.4.2 Polymérisation de l'éthylène.....	21
II.4.3 Purification et récupération de gaz de recyclage.....	22
II.4.4 Colonne d'isobutane de recyclage.....	25
II.5 Conclusion.....	25

Chapitre III : Problématique

III.1	Problématique	26
III.2	Bilan de matière	27
III.3	Partie simulation.	32
III.3.1	Présentation du logiciel HYSYS	33
III.3.2	Méthode suivie	33
III.3.3	Le choix thermodynamique	33
III.3.4	Simulation de cas réel	33
III.4	Conclusion.	41
	Conclusion général	42
	Références bibliographiques	
	Les Annexe	

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'oxygene
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
950-111	Colonne de dégazage d'hexène
950-114	Traiteur d'élimination de l'eau de l'hexène
950-122	La colonne de dégazage
950-125 A/B	Sécheur d'isobutane de recyclage
950-132 A/B	Sécheur d'hydrogène
950-155	Réacteur
950-161	Chambre de flash
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
950-181	Colonne de récupération de l'hexène
LES Filtres	
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
Les échangeurs de chaleur	
410-101	Réchauffeur d'éthylène
410-103	Refroidisseur d'éthylène au sécheur
410-121	Condenseur colonne de dégazage de l'isobutane frais

410-173	Rebouilleur colonne de recyclage
410-174	Condenseur colonne d'évent d'éthylène
E-100	Echangeur de chaleur
Les compresseurs	
106-101	Compresseur d'éthylène
VLV-100	Vanne

Liste des abréviations

Symbole	Signification
CP1K	Complexe Pétrochimique 1 Skikda
CP2K	Complexe Pétrochimique 2 Skikda
PEHD	Polyéthylène haut densité
GL1K	Complexe de liquéfaction de gaz naturel
IC₄	Isobutane
IBR	Isobutane de recyclage
X_{éthy}	Taux de conversion de l'éthylène
X_{hèx}	Taux de conversion d'hexène
M_{éthy}	Débit d'éthylène
m_{éthy,nR}	Débit d'éthylène non réagi
M_{hèx}	Débit d'hexène
m_{hèx,nR}	Débit d'hexène non réagi
M_{cat}	Débit du catalyseur
M_{poly}	Débit de polymère
m_{éth,CF}	Débit de l'éthylène entrant la chambre de flash
m_{éth.têt,CF}	Débit de l'éthylène sortant de la tête de la chambre de flash
m_{éth.bas,CF}	Débit de l'éthylène sortant du fond de la chambre de flash
M_{iso,CF}	Débit de l'isobutane entrant la chambre de flash
m_{iso,sR}	Débit de l'isobutane sortant de réacteur
M_{iso.têt,CF}	Débit de l'isobutane sortant de la tête de la chambre de flash
M_{iso.fond,CF}	Débit de l'isobutane sortant du fond de la chambre de flash
m_{hex,CF}	Débit de l'hexène entrant la chambre de flash
m_{hex.têt,CF}	Débit de l'hexène sortant de la tête de la chambre de flash
m_{hex.bas,CF}	Débit de l'hexène sortant du fond de la chambre de flash
m_{pol,CF}	Débit du polymère entrant la chambre de flash
m_{pol.têt,CF}	Débit du polymère sortant de la tête de la chambre de flash
m_{pol.fond,CF}	Débit du polymère sortant du fond de la chambre de flash

M_{gaz.CP}	Débit du gaz alimentant la colonne de purification
PR	Peng-Robinson
SRK	SOAVE-REDLICH-Kwong
HYSIM	Hydrological Simulation Model
HYSYS	logiciel de simulation statique

Liste des tableaux

tableau	Titre	page
Chapitre I		
I.1	Les différents grades du PEHD produits au niveau de CP2K et ses utilisations.	7
Chapitre II		
II.1	Composition de l'éthylène après traitement	11
II.2	Composition de l'isobutane après traitement	16
Chapitre III		
III.1	Débit alimentation du réacteur	28
III.2	Résultats du bilan de matière du réacteur	29
III.3	Résultats du bilan de matière de la chambre de flash	31
III.4	Composition du gaz après élimination de la poudre et l'introduction de l'azote	32
III.5	Condition d'application de modèle thermodynamique	33
III.6	Composition de la charge a la colonne 950-181	34
III.7	Les résultats de fraction molaire obtenus par HYSYS	35
III.8	L'influence de la pression sur le débit molaire dans la phase vapeur	38
III.9	L'influence de la pression sur le changement des taux de récupération	38

Liste des figures

Figures	Titre	page
Chapitre I		
Fig I.1	Position du complexe CP2K dans la zone industrielle	4
Chapitre II		
Fig II.1	Structure d'un catalyseur de type oxyde de chrome	8
Fig II.2	Schéma du procédé Phillips pour la production de PEHD	10
Fig II.3	Traitement d'éthylène	11
Fig II.4	Traitement de l'Éthylène dans la série des traiteurs	14
Fig II.5	Traitement de l'Hexène	15
Fig II.6	Traitement de l'hydrogène	15
Fig II.7	Schéma représentant le système de dégazage de l'isobutane	17
Fig II.8	Schéma représentant le système de traitement de l'isobutane recyclé	18
Fig II.9	Activateur du catalyseur	19
Fig II.10	Réacteur du procédé	20
Fig II.11	Schéma montrant le réacteur du procédé	21
Fig II.12	Schéma de séparation (solide / gaz)	23
Fig II.13	Le cyclone de fines de la chambre de flash	23
Fig II.14	Purification et récupération des gaz de purge et de recyclage	24
Fig II.15	Colonne de purification de l'isobutane	25
Chapitre III		
Fig III.1	la simulation de système de purification	26
Fig III.2	Schéma montrant le procédé de récupération et purification de l'isobutane	27
Fig III.3	la simulation de la colonne 950-181	34
Fig III.4	les résultats d'alimentation obtenue par hysys	35
Fig III.5	Résultats de la composition d'IBR obtenu par HYSYS	36
Fig III.6	Résultats des paramètres de la phase vapeur obtenu par HYSYS	36
Fig III.7	Résultats des paramètres de la phase liquide obtenue par HYSYS	37

Fig III.8	Courbe de taux de récupération en fonction de pression	39
Fig III.9	Résultats de la composition d'IBR obtenu par HYSYS après l'amélioration	39
Fig III.10	Résultats des paramètres d'IBR obtenu par HYSYS	40
Fig III.11	Résultats des paramètres d'hexéne obtenu par HYSYS	40

Introduction générale

Introduction générale

Le secteur pétrochimique est celui qui utilise le pétrole et le gaz naturel comme matières premières pour la fabrication de nombreux produits.

Grâce à cette discipline, il est possible de produire des engrais, des pesticides, des herbicides, ainsi que divers types de plastiques parmi de nombreux autres articles d'usage quotidien, qui font partie de la production pétrochimique.

Parmi les produits pétrochimiques, le polyéthylène à haute densité (PEHD) et un polymère thermoplastique très apprécié pour ses qualités et très demandé sur le marché. Il fait partie de la famille des Polyoléfines, tout comme le polyéthylène à faible ou moyenne densité et le propylène.

Le polyéthylène haute densité (HD-PE) a été synthétisé pour la première fois en 1953 par le chimiste allemand Karl Ziegler, lauréat du prix Nobel en 1963. Le PE-HD peut être fabriqué par polymérisation coordonnée catalytique. La première usine construite en 1955 par la société Phillips au Texas. Par la suite, Hoechst a créé la première unité selon le procédé Ziegler-Natta en 1956.

Le procédé Phillips repose sur l'utilisation d'un catalyseur à oxyde de chrome hexavalent (CrO_3) sur un substrat de silice ou d'alumine. Le premier procédé de Phillips était une solution polymérisée en cyclohexane. Il a été en grande partie supplanté par le processus sous forme de particules beaucoup plus économes en énergie, dans lequel la réaction se déroule en suspension dans un hydrocarbure liquide, habituellement l'isobutane.

L'unité de production située à Skikda CP2K utilise le procédé Phillips pour produire du polyéthylène, mais subit des pertes significatives dans les matières premières, essentiellement l'éthylène et l'isobutane.

L'objectif de notre travail est de connaître la consommation effective d'isobutane lors de la fabrication de PEHD de grade 5502, d'évaluer les pertes, de proposer des solutions pour améliorer le taux de récupération de l'isobutane et de réduire au minimum les pertes dans le but d'accroître la rentabilité de l'unité.

Ce travail est réparti en trois chapitres. Le premier est dédié à un aperçu du complexe CP2K, tandis que le deuxième chapitre décrit le processus de fabrication de PEHD, à savoir le procédé Philips.

On y présente les différents stades, les matières utilisées, les traitements appliqués, les différentes sections et les principaux équipements.

Dans le troisième chapitre, les bilans de matière sont calculés afin d'estimer la charge effective entrant dans la section de purification. Ces évaluations, ainsi que les données opérationnelles actuelles, permettront de simuler la colonne de récupération de l'hexène à l'aide d'un logiciel de simulation. Cela permettra pour calculer le taux de récupération d'isobutane dans les paramètres de fonctionnement actuels, et de proposer des solutions pour l'accroître.

Notre travail prend fin avec une conclusion générale.

Chapitre I : Présentation du complexe CP2K (POLYMED)

Chapitre I : Présentation du complexe CP2K (POLYMED)

I.1 Introduction

Le polyéthylène haute densité (PEHD) est une matière première largement utilisée dans l'industrie de la transformation des polymères et des plastiques, et il représente une part importante de la production mondiale de polymères. Au fil des décennies, le PEHD a progressivement remplacé de nombreux matériaux dans diverses applications, et cette tendance se poursuit encore aujourd'hui.

Dans ce chapitre, nous commencerons par une brève description du complexe pétrochimique CP2K, un site de production de polymères situés à Skikda. Nous présenterons la situation géographique du complexe ainsi que ses différentes zones fonctionnelles. Ensuite, nous aborderons la gamme de grades PEHD produite par le CP2K.

En conclusion de ce chapitre, nous aurons établi les bases nécessaires pour comprendre le contexte du complexe CP2K et sa place dans la production de PEHD.

I.2 Implantation

Le complexe CP2k est idéalement situé dans la zone industrielle de Skikda, avec une superficie de 16,68 hectares, dont 10% ont déjà été construits. Il est positionné le long de la côte, à environ 6 kilomètres à l'est de la capitale provinciale de Skikda, à une altitude moyenne d'environ 6 mètres. L'emplacement du complexe CP2K est soumis à certaines contraintes géographiques qui sont les suivantes :

- Au nord : il est bordé par la mer Méditerranée
- Au sud : il est limité par une route principale qui traverse la zone industrielle, facilitant ainsi l'accès aux installations et aux services.
- A l'Est : il fait face à la FIR (Forces d'Intervention et de Réserve).
- A l'Ouest : il est proche du complexe CP1K.

Cette implantation stratégique permet au complexe CP2K de bénéficier d'une situation géographique favorable.

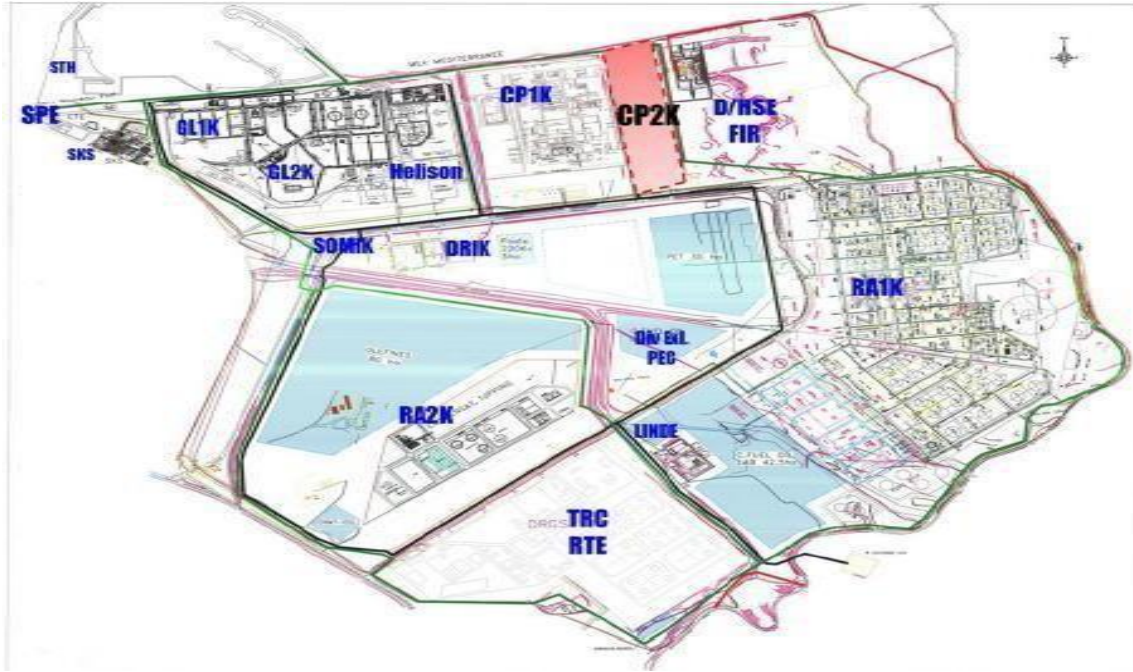


Figure I.1 : Position du complexe CP2K dans la zone industrielle

I.3 Mission du complexe

Le complexe PEHD a pour mission de mettre en place une unité de production de polyéthylène haute densité avec une capacité de 130 000 tonnes par an. Les matières premières utilisées sont l'éthylène, qui est importé, et l'isobutane provenant du GL1K.

I.4 Les zones du complexe

Le complexe est composé de quatre zones principales :

a. Zone d'off site :

Cette zone englobe les installations suivantes :

- Les utilités telles que les chaudières, l'air comprimé, l'azote, l'eau dessalée, l'eau anti-incendie, l'eau potable et l'expansion du gaz, ainsi que la torche.
- Les réservoirs de stockage d'isobutane et d'hexène.
- Les installations de traitement des eaux usées.
- L'activation du catalyseur.

b. Zone humide :

Également appelée zone de réaction, cette zone comprend les prétraitements des matières premières pour éliminer les impuretés avant leur introduction dans le réacteur.

c. Zone sèche :

Cette zone comprend les équipements suivants :

- Une extrudeuse.
- Des Soufflantes.
- Des silos de stockage pour les produits finis (poudre et granulés).
- Une zone d'ensachage.

d. Zone bâtiment :

Cette zone abrite les services administratifs et financiers, la cantine et les vestiaires, le bloc sécurité et infirmerie, le magasin de pièces de rechange, l'atelier de maintenance, la sous-station haute et basse tension, ainsi que la salle de contrôle et le laboratoire.

Ces différentes zones permettent de couvrir les besoins opérationnels et fonctionnels du complexe CP2K, en fournissant les installations nécessaires à chaque étape du processus de fabrication du PEHD.

Les quatre zones sont regroupées par les installations suivantes :

• Installations principales de l'usine :

- Une unité de préparation et de traitement des matières premières, où les matières premières telles que l'éthylène et l'isobutane sont préparés et traités avant d'entrer dans le processus de fabrication.
- Un réacteur où se déroulent la polymérisation et la formation du PEHD en poudre.
- Une extrudeuse qui transforme la poudre de PEHD en granulés, une forme plus pratique pour la manipulation et l'utilisation ultérieure.
- Un stockage intermédiaire d'une capacité de 3500 tonnes, permettant de stocker temporairement les granulés de PEHD avant leur utilisation ou leur expédition.
- Une unité de conditionnement, où les granulés de PEHD sont préparés et emballés selon les exigences du marché.

• Installations auxiliaires :

- La production de vapeur, d'électricité, d'air comprimé, etc., qui sont des services essentiels pour le fonctionnement de l'usine.
- Le traitement des effluents, afin de gérer de manière appropriée les déchets liquides générés par le processus de production.

- Le stockage des matières premières, des utilités et des additifs tels que l'eau, l'hydrogène, l'hexène et l'isobutane.
- Un magasin de stockage de produits finis d'une superficie de 18 000 m², où les produits finis, c'est-à-dire les granulés de PEHD, sont entreposés avant leur expédition vers les clients.

Ces installations principales et auxiliaires permettent d'assurer le bon fonctionnement de l'usine de production de PEHD, en garantissant la préparation, la transformation, le stockage et l'expédition efficaces et sécurisés du produit final. [1]

I.5 Description de l'usine

Le but de CP2K est de produire 130 000 tonnes par an de polyéthylène haute densité (PEHD). Les matières premières utilisées dans le processus de production sont les suivantes :

- Éthylène : Il est importé et constitue l'une des principales matières premières pour la fabrication du PEHD.
- L'isobutane : Il provient de GLIK (probablement une autre unité de production) et est utilisé dans le processus de production du PEHD.
- Hexène en phase liquide : Il est importé et utilisé dans le processus de production pour apporter certaines propriétés au PEHD.
- Hydrogène : Il est utilisé comme modérateur de chaîne ou régulateur de la longueur de la chaîne dans le processus de polymérisation du PEHD.
- Catalyseur : Le catalyseur utilisé est l'oxyde de chrome (Cr₂O₃) supporté sur silice, importé. Son nom commercial est MAGNAPORE 963, et il est fourni par les États-Unis. [1]

I.6 Le PEHD

Le PEHD, abréviation de polyéthylène haute densité (HDPE en anglais), est un polymère largement utilisé dans diverses applications industrielles. Il est couramment utilisé pour la fabrication de bouteilles, flacons, fûts, conteneurs, tuyaux, tubes, poubelles, et bien d'autres produits.

Une des propriétés clés du PEHD est sa haute densité, ce qui lui confère une excellente résistance à la rigidité et à l'impact. Il est également résistant aux produits chimiques, à la corrosion, à l'abrasion et aux intempéries, ce qui en fait un matériau durable et adapté à une large gamme d'applications.

Une autre caractéristique importante du PEHD est sa recyclabilité. Étant donné qu'il s'agit d'un thermoplastique.

En résumé, le PEHD est un polymère polyvalent largement utilisé dans l'industrie en raison de ses propriétés mécaniques, de sa résistance chimique et de sa recyclabilité, ce qui en fait un choix privilégié pour de nombreuses applications. [2]

I.7 Grades du PEHD produits au niveau de CP2K

Étant donné que le PEHD a de nombreuses applications, telles que la fabrication de tuyaux, de films plastiques, de bouteilles, etc., différents grades doivent être produits. Ainsi, le complexe CP2K propose une gamme complète de PEHD comprenant huit grades différents. Comme le montre le tableau ci-dessous : [3]

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

Grade	Indice de fluidité (poudre / granulé)	densité	L'utilisation
TR 402	0,11-0,19/0,08-0,14	0,9430-0,9460	Pipe : tubes pour l'eau et le gaz.
5502	0,55-0,70 /0,27-0,43	0,9530-0,9580	Soufflage : fabrication de bouteilles de petite et grande taille
TR 140	0,33-0,48/0,20-0,36	0,9430-0,9480	Film : utilisé pour diverses applications de films plastiques.
TR 144	0,25-0,38/0,14-0,24	0,9420-0,9650	Film : utilisé pour diverses applications de films plastiques.
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
6030	3,0-5,80/2,80-5,20	0,9590-0,9650	Injection : Palette, caisse, bidon, bouchon, casier, articles de ménage
6006	0,80-1,15/0,47-0,73	0,9570 min	Soufflage : fabrication de bouteilles de petite et grande taille

I.8 Conclusion

Le CP2K est une installation économique qui répond à une demande spécifique du marché. En suivant les tendances, certaines qualités sont plus produites que d'autres.

Chapitre II : Description du procédé de fabrication du PEHD

Chapitre II : description du procédé de fabrication du PEHD

II.1 Introduction

À Skikda, l'usine POLYMED comporte deux procédés de production dans une même installation : le procédé Phillips et le procédé Ziegler. Cependant, en raison du coût élevé du catalyseur utilisé dans le procédé Ziegler (catalyseur au tétrachlorure de titane), le procédé Phillips est le seul procédé utilisé depuis sa création.

II.2 Description du Procédé Phillips

Ce procédé, connu sous le nom de procédé PF ou procédé particulière, a été développé pour l'usine POLYMED. Il exige une grande pureté des matières premières et peut perturber le bon fonctionnement du réacteur ainsi que la qualité du produit obtenu s'il y a des impuretés présentes. Seules des traces d'impuretés sont tolérées.

- **Les charges utilisées :**

- la charge principale : l'éthylène en phase gazeuse
- le milieu réactionnel : l'isobutane en phase liquide (IC₄)
- de faibles quantités de l'hexène en phase liquide et l'hydrogène en phase gazeuse.

- **Le catalyseur :**

Le catalyseur utilisé est l'oxyde de chrome supporté sur silice (Cr₂O₃). Les oxydes de chrome sont les catalyseurs les plus couramment utilisés dans la production de polyéthylène haute densité PEHD. Ils sont supportés par la silice poreuse ou d'aluminosilicate de faible teneur en alumine.

Le principal inconvénient de ces catalyseurs est qu'ils ne peuvent polymériser d'autres monomères que l'éthylène. [4]

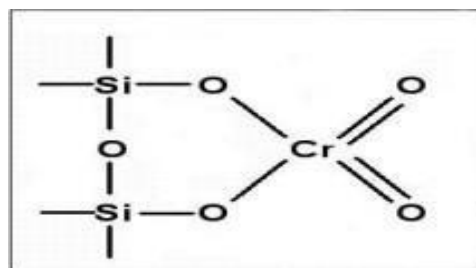


Figure II.1 : Structure d'un catalyseur de type oxyde de chrome

- **Conditions opératoires de la réaction de polymérisation :**

- La température : entre 93 et 110 °C, selon le grade à produire.
- Pression : 42-44 bars, contrôle par l'ouverture des vannes de décharge.

Les matières premières doivent subir des processus de traitement et de purification pour atteindre le niveau de pureté requis pour les réactions de polymérisation impliquées dans la fabrication du polyéthylène.

Le schéma ci-dessous illustre le processus de fabrication du PEHD :

- 1- Section de traitement de l'éthylène
- 2- Réacteur de traitement de l'hydrogène
- 3- Section de traitement de l'hexène
- 4- Section de traitement de l'isobutane frais
- 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 recyclé
- 12- Chambre de flash alternative. [5]

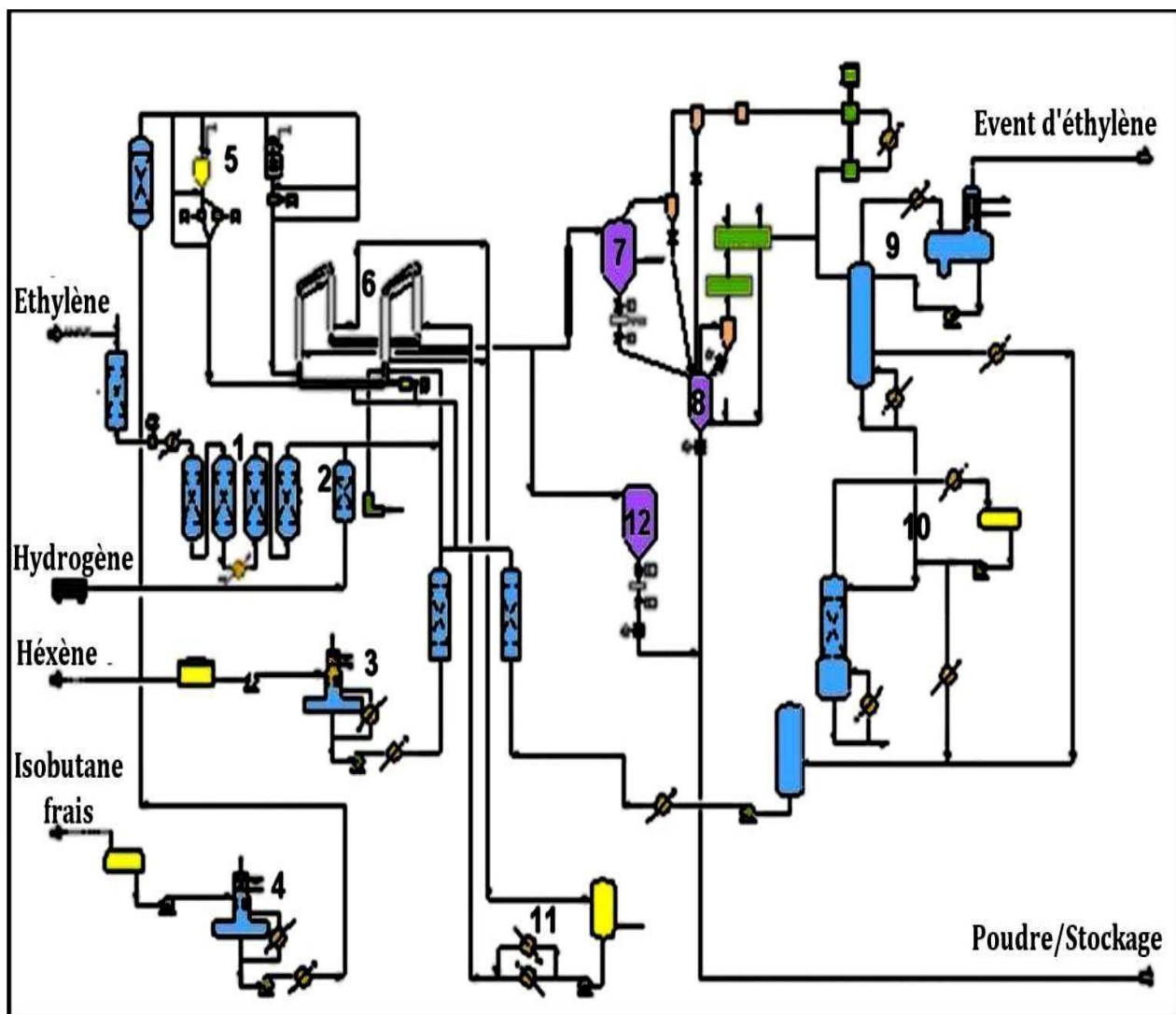


Figure II.2 : Schéma du procédé Phillips pour la production de PEHD

II.3 Traitement des matières premières

II.3.1 Ethylène

L'éthylène est le principal réactif du procédé (le monomère) et il est acheminé vers l'usine depuis le complexe CPIK adjacent à une pression ambiante de 16,9 bars. Peut être considéré comme de haute pureté, l'éthylène doit contenir de faibles niveaux d'oxygène, de monoxyde de carbone, de soufre, de peroxydes, de carbonyles et d'eau.

Cependant, l'éthylène initial présentait des niveaux de CO, de CO₂, d'humidité, d'O₂, d'acétylène et de méthanol supérieurs aux seuils autorisés, ce qui aurait été préjudiciable au catalyseur. Par conséquent, il a dû être traité afin d'éliminer certains de ces composés avant de pouvoir être utilisé dans le processus de fabrication. [6]

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

Le constituant	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

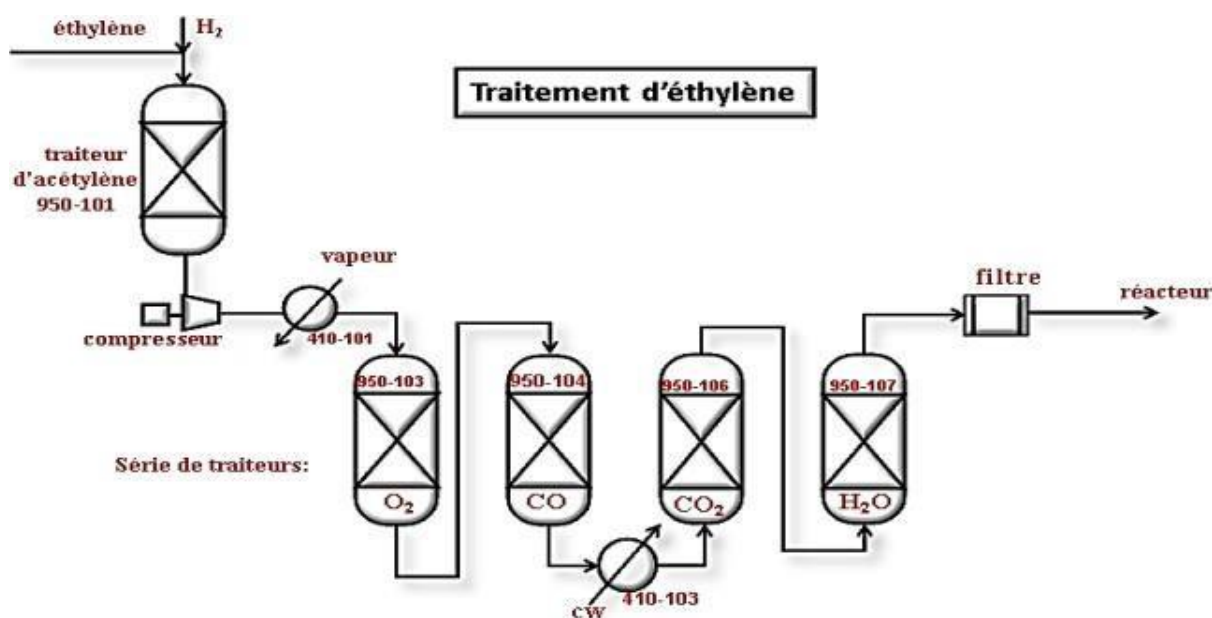


Figure II.3 : traitement d'éthylène.

Les procédés d'élimination des impuretés sont réalisés à travers les traitements suivants :

- Élimination d'acétylène : Réacteur 950-101.
- Élimination d'O₂ : Réacteur 950-103 A/B.
- Élimination de CO : Réacteur 950-104 A/B.
- Élimination de CO₂ : Réacteur 950-106 A/B.
- Élimination de H₂O et du méthanol : Sécheur 950-107 A/B. [7]

• **Élimination de l'acétylène :**

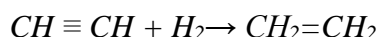
L'élimination de l'acétylène se fait à travers le réacteur 950-101, qui contient le catalyseur BASF RO-20/13. Ce catalyseur permet d'éliminer l'acétylène en l'additionnant d'hydrogène. Le réacteur est composé de deux lits superposés contenant des sphères inertes.

L'hydrogène passe à travers le filtre 350-133, qui élimine les particules solides, puis il se mélange à l'éthylène avant de passer dans le convertisseur d'acétylène. Ce convertisseur est conçu pour un débit d'hydrogène maximum de 25 kg/h, dans les conditions de service.

Les conditions :

- Débit d'éthylène : 23.190 kg/h.
- de design : P = 25,1 kg/cm² et T = 65 °C.
- normales : P= 16,8 kg/cm² et T= 20 à 40 °C.

La réaction de leur élimination est :



• **Élimination de l'oxygène (O₂) :**

Le courant d'éthylène provenant du compresseur 160-101 passe par le réchauffeur d'éthylène, qui est chauffé par de la vapeur provenant de 410-101, afin de maintenir la température du courant d'alimentation d'éthylène vers le réacteur d'élimination d'oxygène 950-103 à 124 °C.

Les conditions :

- de design : P = 65 kg/cm² et T = 165 °C.
- normales : P= 57,2 kg/cm² et T= 124 °C.

La réaction d'élimination de l'oxygène :



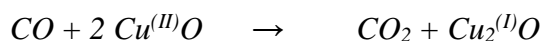
• **Élimination de monoxyde de carbone (CO) :**

Le courant d'éthylène se poursuit en passant par les réacteurs d'élimination du monoxyde de carbone 950-104 A/B. Ces réacteurs contiennent 12 350 kg de catalyseur BASF R3-15 à base de Cu(II) O, réparti sur deux lits superposés.

Les conditions :

- de design : P = 65 kg/cm² et T = 165 °C.
- Débit de l'éthylène : 23.190 kg/h

La réaction de leur élimination :



- **Élimination de dioxyde de carbone (CO₂) :**

Le courant d'éthylène, provenant du fond du réacteur d'élimination du monoxyde de carbone 950-104 A/B, entre dans le refroidisseur d'éthylène situé à l'entrée du sécheur 410-103, où il est refroidi jusqu'à une température de 38 °C. Ensuite, il passe par un séparateur du refroidisseur d'éthylène avant d'arriver au sécheur 950-105.

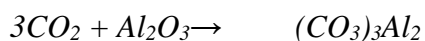
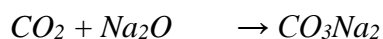
Le sécheur 950-105 permet d'éliminer l'humidité du courant d'éthylène. Une fois séché, le courant d'éthylène alimente le réacteur d'élimination du dioxyde de carbone 950-106 A/B, qui contient deux types d'alumines.

Le dioxyde de carbone doit être éliminé car il est fortement toxique pour le catalyseur utilisé dans la réaction de polymérisation. Il forme un composé complexe avec l'oxyde de sodium à l'intérieur de la structure moléculaire de l'alumine. Ce composé est retenu par l'alumine jusqu'à ce que les gaz chauds de régénération brisent les liaisons, permettant ainsi au dioxyde de carbone d'être entraîné hors du lit.

Les conditions :

- de design : P = 65 kg/cm² et T = 63 °C.
- Débit de l'éthylène : 23.190 kg/h.

Les réactions d'élimination du dioxyde de carbone :



- **Élimination de l'eau (H₂O) et du méthanol (CH₃OH) :**

L'éthylène est séché dans les sécheurs 950-107 A/B, où le flux d'éthylène traverse le lit dans une direction ascendante. Les sécheurs sont équipés d'un lit à tamis moléculaire qui retient l'eau et le méthanol présents dans le courant d'éthylène. Ce lit à tamis moléculaire est composé de 8 975 kg de billes.

Le lit à tamis moléculaire est réparti sur deux lits superposés, chacun ayant une épaisseur de 150 mm et étant composé de sphères inertes. Ce type de tamis a une certaine capacité à retenir le dioxyde de carbone, mais il n'est pas aussi efficace que le lit d'alumine utilisé dans le réacteur précédent à cet égard.

Les conditions :

- de design : P = 56,2 kg/cm² et T = 38°C.
- Débit de l'éthylène : 23.190 kg/h.

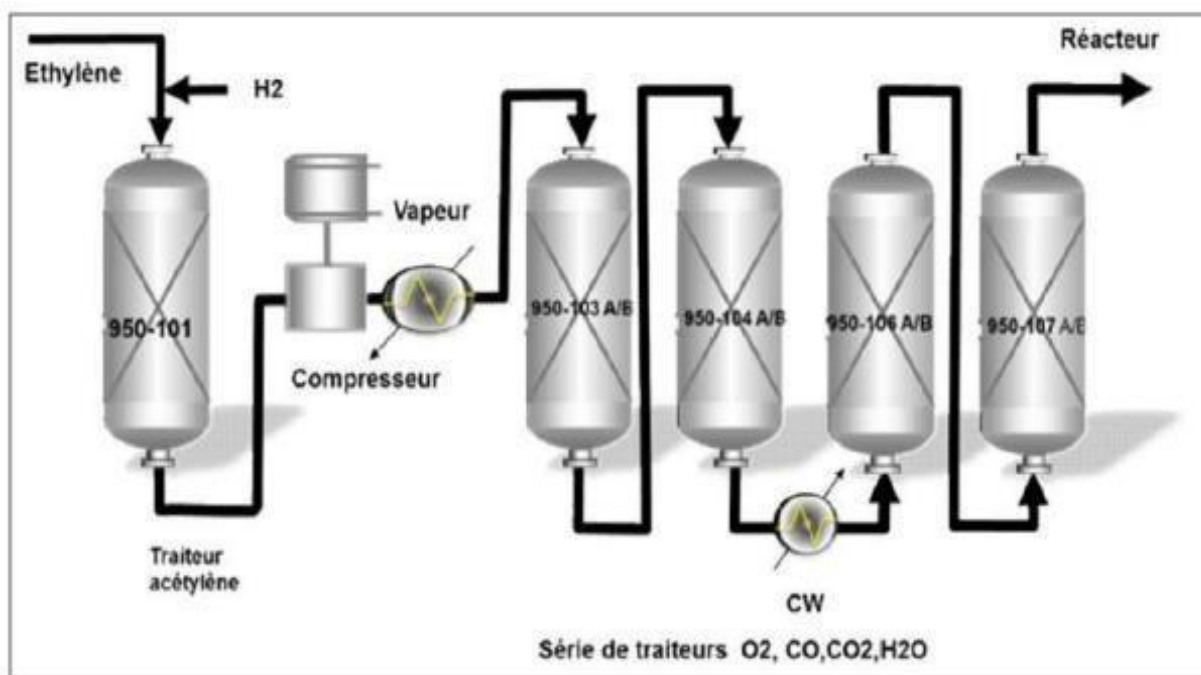


Figure II.4 : Traitement de l’Éthylène dans la série des traiteurs.

II.3.2 Hexène

L'hexène est un co-monomère qui est ajouté en petites quantités au réacteur pour modifier la structure moléculaire et les propriétés physiques du polymère, afin de produire des copolymères.

L'ajout d'hexène nous permet de contrôler la densité du produit, sa flexibilité, sa cristallisation et sa résistance à la rupture. L'eau et les gaz adsorbés présents dans le flux sont éliminés en utilisant de l'hexane, qui est ensuite traité dans la colonne de dégazage 950-111.

Au sommet de la colonne se trouve un plateau cheminée équipé d'une extraction latérale pour recueillir l'eau condensée dans la tête. L'alimentation de la colonne entre au-dessus du plateau de cheminée et tombe en reflux depuis le condenseur supérieur vers le distributeur de liquide. L'hexène dégazé s'écoule dans un récipient de stockage situé en bas de la colonne. À la sortie de la colonne, l'hexène est séché dans un processeur d'élimination d'eau 950-114.

Le débit d'hexène vers le réacteur est contrôlé par l'indicateur du contrôleur de débit, FIC14071, qui fournit une indication sur le système de contrôle distribué (DCS) et déclenche une alarme en cas de débit faible. [3]

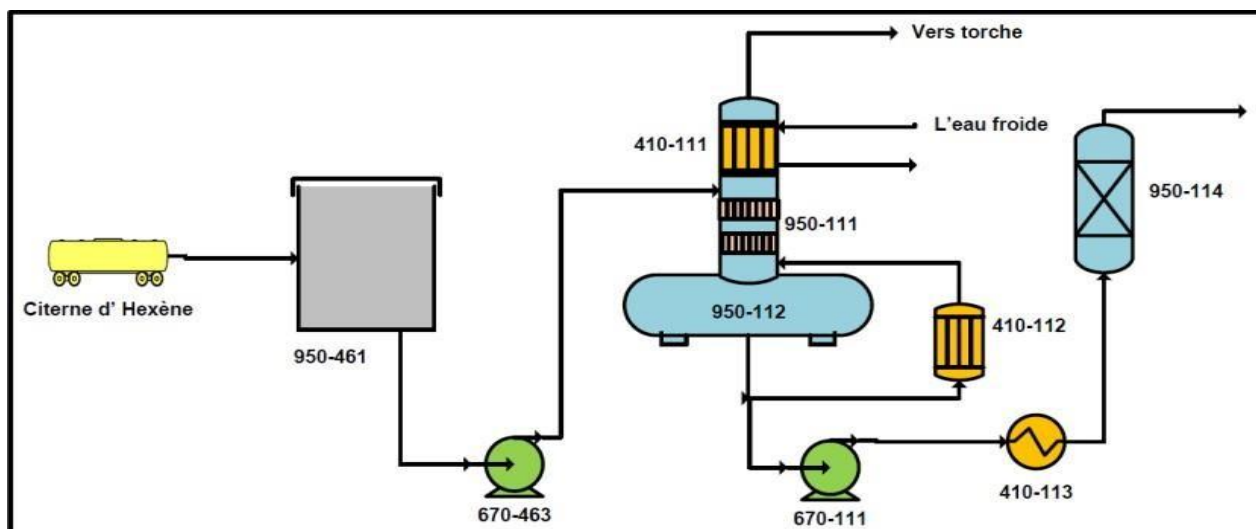


Figure II.5 : Traitement de l'Hexène

II.3.3 Hydrogène

L'hydrogène est ajouté au réacteur pour contrôler l'indice de fluidité du polymère.

Pour assurer la qualité de l'hydrogène, il est séché dans le sécheur 950-132 A/B. Dans ce sécheur, l'eau présente dans le courant d'hydrogène est éliminée à l'aide d'un lit de tamis moléculaire de type ZEOCHEM 13X qui retient l'eau.

Avant d'entrer dans le réacteur, l'hydrogène passe à travers le filtre 350-131 A/B. Ce filtre a pour fonction d'éliminer les particules dont le diamètre est supérieur à 5 µm du courant d'hydrogène. Il utilise une seule cartouche en polypropylène avec une surface filtrante de 0,92 m². Le débit du courant d'hydrogène à travers le filtre est de 3,8 m³/h.

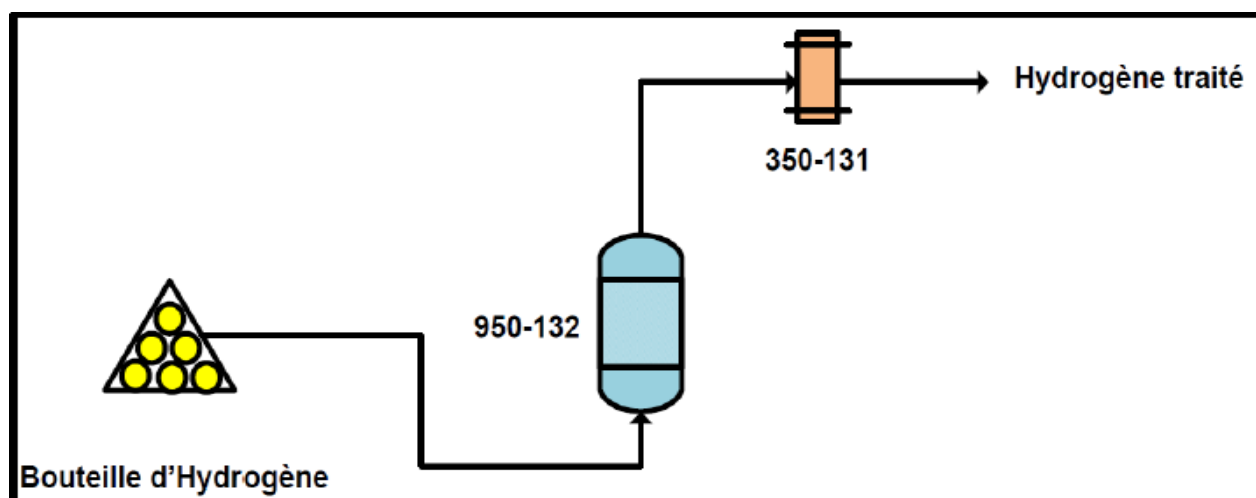


Figure II.6 : Traitement de l'hydrogène

II.3.4 Isobutane

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

- **L'isobutane frais :**

L'isobutane frais (IBF) est utilisé dans différents systèmes de l'usine POLYMED. Tout d'abord, il est utilisé dans les systèmes d'addition des catalyseurs PF et des co-catalyseurs. Il est également utilisé dans la pompe du réacteur.

En plus de son utilisation dans les processus de polymérisation, l'isobutane frais est utilisé comme produit de nettoyage. Son utilisation permet d'éviter la formation de bouchons de polymères qui pourraient obstruer les orifices et les lignes de petits diamètres de l'installation. Cela contribue à maintenir le bon fonctionnement des équipements et à prévenir les problèmes de production.

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

Le constituant	après traitement %
Isobutane C₄H₁₆	95% mol. min
n- Butane C₄H₁₆	2,5 % mol. max
Propane C₃H₈	2,5 % mol. max
Olefins	< 100 ppm en poids, max
Acetylene	< 2,0 ppm en poids, max
O₂	< 1,0 ppm en poids, max
CO	< 1,0 ppm en poids, max
CO₂	< 1,0 ppm en poids, max
H₂O	< 1,0 ppm en poids, max
H₂	< 2,0 ppm en poids, max

Effectivement, l'isobutane frais subit un processus d'élimination de l'eau et des gaz absorbés dans la colonne de dégazage 950-122. Cette colonne est équipée d'une cheminée et d'un plateau de soutirage pour recueillir l'eau qui s'est condensée dans le condenseur de tête 410-121.

Une fois sorti de la colonne de dégazage, l'isobutane est dirigé vers le traiteur d'élimination de l'eau 950-114. Ce traiteur utilise un procédé d'adsorption à l'aide de tamis moléculaires pour éliminer les traces d'eau restantes dans l'isobutane. Cette étape de séchage permet de garantir la pureté de l'isobutane utilisé dans les processus de l'usine POLYMED. [6] [8]

- Les conditions de design : P = 10,7 kg/cm²g et T = 90 °C.

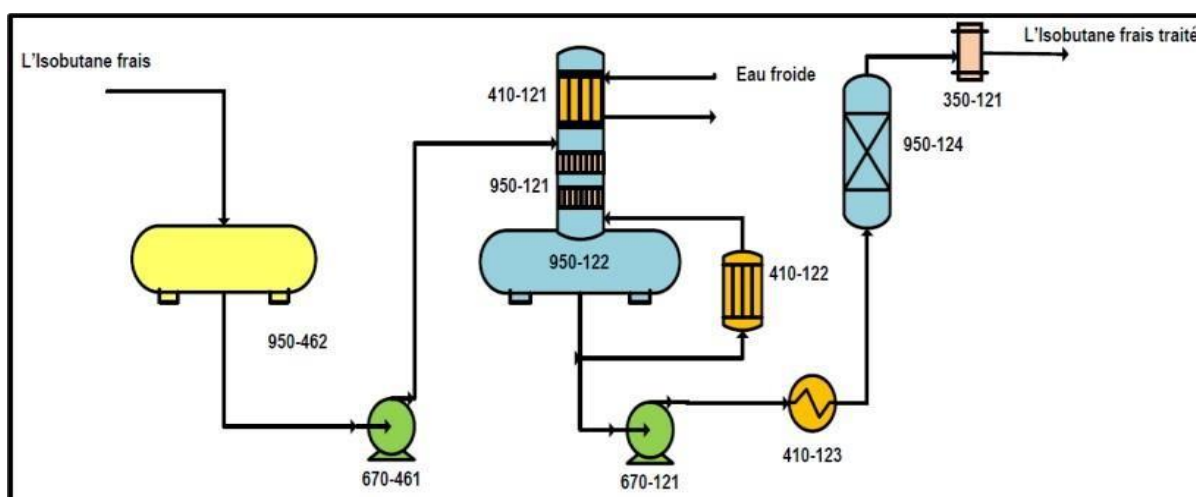


Figure II.7 : Schéma représentant le système de dégazage de l'isobutane

- **L'isobutane de recyclage :**

L'isobutane de recyclage est largement utilisé dans l'unité de production, car la quasi-totalité de l'isobutane est récupérée et réutilisée. Dans le processus, l'isobutane de recyclage joue plusieurs rôles importants.

Tout d'abord, il est utilisé en tant que milieu réactionnel dans le réacteur. Bien qu'il ne participe pas directement à la réaction de polymérisation, il agit en tant que diluant pour les réactifs et les produits, facilitant ainsi le transfert de chaleur des réactions vers les chemises du réacteur. Cela aide à maintenir les conditions de réaction optimales.

De plus, l'isobutane de recyclage est utilisé comme agent de nettoyage. Il est pompé du réservoir de stockage 950-176 vers les sécheurs d'isobutane de recyclage 950-125 A/B. Avant d'entrer dans les sécheurs, l'isobutane de recyclage passe par un refroidisseur pour éliminer la chaleur générée lors du pompage.

Dans les sécheurs d'isobutane de recyclage, l'eau présente dans le courant d'isobutane est éliminée à l'aide de tamis moléculaires. Ces tamis retiennent l'eau, permettant ainsi d'obtenir de l'isobutane de recyclage sec et purifié. Cet isobutane purifié est ensuite réutilisé comme milieu réactionnel dans le réacteur.

En résumé, l'isobutane de recyclage joue un rôle essentiel dans le processus de production. Il sert de diluant, de moyen de transfert de chaleur, et est également utilisé comme agent de nettoyage.

Sa récupération et sa réutilisation contribuent à l'efficacité et à la durabilité de l'unité de production.

[6] [8]

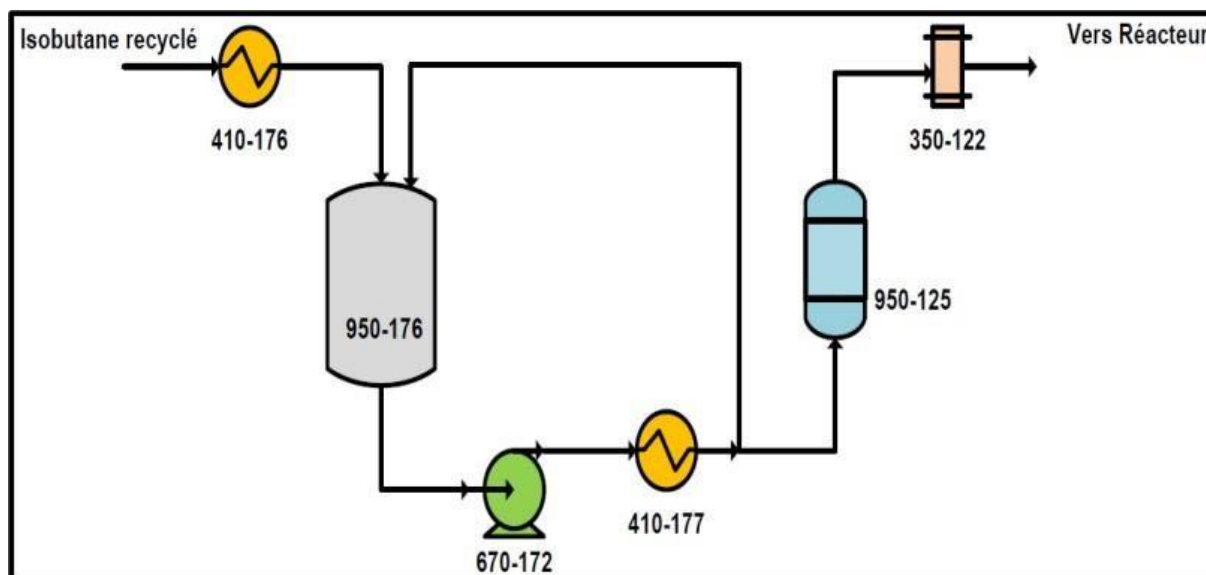


Figure II.8 : Schéma représentant le système de traitement de l'isobutane recyclé

II.3.5 Le catalyseur :

Le catalyseur de polymérisation utilisé dans le processus est composé d'oxyde de chrome (Cr_2O_3) supporté sur silice. Avant son utilisation dans le réacteur, il doit subir un processus d'activation. L'activation du catalyseur se fait par chauffage en lots dans un lit fluidisé à l'aide d'air chaud sec provenant de l'usine. Les températures de chauffage peuvent atteindre jusqu'à $982\text{ }^\circ\text{C}$.

L'objectif de l'activation est de préparer le catalyseur en éliminant l'eau et les produits volatils par contact avec l'air sec et chaud dans le lit fluidisé.

Ce processus permet également de modifier l'état d'oxydation du chrome présent dans le catalyseur, passant de Cr (III) à Cr (VI), tout en éliminant l'eau du catalyseur.

Une fois activé, le catalyseur est prêt à être utilisé dans le réacteur. En contact avec l'éthylène, la valence du chrome dans le catalyseur change de Cr (VI) à Cr (II). Ce changement de valence du chrome joue un rôle clé dans la polymérisation de l'éthylène, conduisant à la formation de polyéthylène.

Il est important que l'air utilisé pour l'activation du catalyseur soit dans des conditions spécifiques. Il doit être maintenu à une température de rosée de $-82\text{ }^\circ\text{C}$ à la pression de fonctionnement pour garantir l'efficacité du processus d'activation.

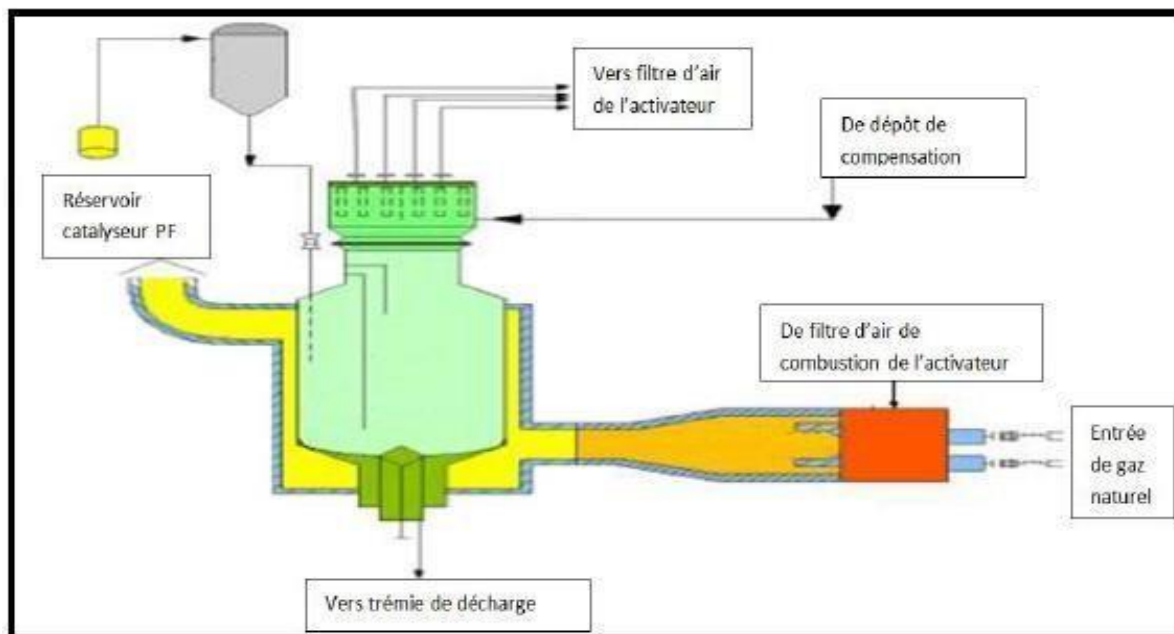


Figure II.9 : Activateur du catalyseur

II.4 Description du procédé :

II.4.1 Le réacteur de procédé :

Le réacteur 950-155 est la partie centrale où les matières premières traitées sont alimentées pour la réaction de polymérisation. Il se présente sous la forme d'une tuyauterie avec un diamètre intérieur de 560 mm. Le réacteur est composé de quatre sections verticales reliées entre elles par des sections horizontales.

Pour assurer le contrôle de la température, des chemises calorifugées sont installées autour du réacteur. Ces chemises ont un diamètre externe de 760 mm et sont conçues pour supporter une pression de 15 kg/cm² g et une température de 142 °C.

Le réacteur a une capacité de 78,3 m³ et une longueur totale de 304 m. Il est fabriqué en acier au carbone et est conçu pour résister à une pression maximale de 56,3 kg/cm² et une température maximale de 142 °C.

C'est dans ce réacteur que se produit la réaction de polymérisation, où les matières premières sont transformées en polyéthylène. La conception et les spécifications du réacteur sont adaptées pour assurer des conditions optimales de réaction et de sécurité pendant le processus de polymérisation.

[9]



Figure II.10 : Réacteur du procédé

Les matières premières, telles que l'isobutane recyclé, l'hydrogène, le 1-hexène et l'éthylène, sont acheminées vers le réacteur principal à travers la conduite d'alimentation principale du réacteur. Dans le cas de l'hexène et de l'isobutane recyclé, ils sont préalablement mélangés dans un mélangeur statique.

Pour le mélange d'hydrogène et d'éthylène, ils sont combinés et ajoutés au flux d'isobutane/hexène recyclé à la sortie du mélangeur. Cela permet d'obtenir un mélange homogène des différentes matières premières avant leur introduction dans le réacteur.

L'alimentation en différents courants dans le réacteur est ajustée en fonction de variables spécifiques. Cela peut inclure des paramètres tels que la température, la pression, le débit et la composition du flux. Ces ajustements permettent de contrôler les conditions de réaction et d'optimiser la production de polyéthylène.

Pour assurer une bonne circulation des liquides à l'intérieur du réacteur, une pompe spéciale est utilisée. Cette pompe est capable d'entraîner simultanément les trois phases (liquide, gaz et solide) à une vitesse d'environ 8,6 m/s. Cela permet de maintenir un mélange homogène et une bonne dispersion des réactifs dans le réacteur, favorisant ainsi la réaction de polymérisation.

La réaction de polymérisation du polyéthylène est exothermique, ce qui signifie qu'elle génère de la chaleur. Cette chaleur doit être évacuée pour maintenir les conditions de réaction optimales et prévenir toute surchauffe du réacteur.

Le système de refroidissement du réacteur est conçu pour effectuer à la fois le chauffage et le refroidissement. Pour dissiper la chaleur générée par la réaction, un fluide caloporteur est utilisé. Ce fluide circule à l'intérieur des chemises des quatre jambes verticales du réacteur.

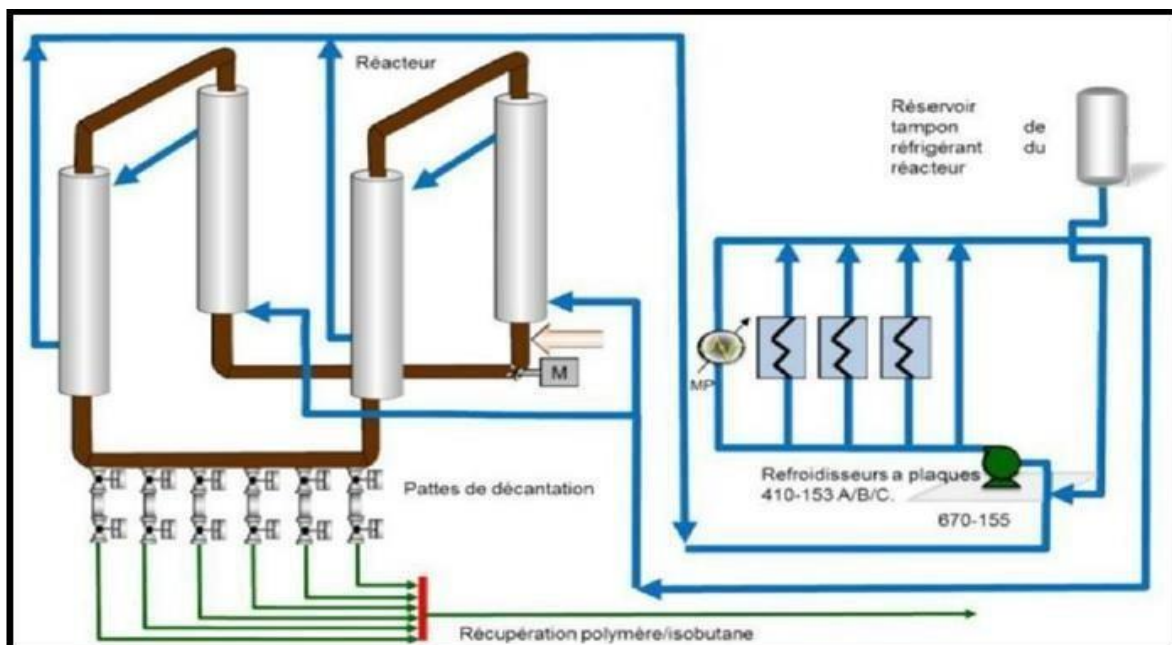


Figure II.11 : Schéma montrant le réacteur du procédé

II.4.2 Polymérisation de l'éthylène :

Dans le processus de polymérisation de l'éthylène, le temps de séjour du polymère dans le réacteur est une variable importante. Il dépend de la vitesse de production du polymère et de la concentration en matières solides dans le réacteur.

Dans ce cas spécifique, les conditions opératoires ont été choisies de telle sorte que 36 % en poids du mélange réactionnel dans le réacteur soient des solides, c'est-à-dire du polymère en formation.

Le temps de séjour minimum dans les réacteurs industriels n'est pas clairement défini, mais dans le but de maintenir une productivité de catalyseur élevée, il est recommandé que le temps de séjour dans le réacteur soit d'environ une heure. Cela permet d'assurer une conversion adéquate de l'éthylène en polymère et une utilisation efficace du catalyseur.

Pendant le temps de séjour des réactifs dans le réacteur, le polymère se forme sous forme de poudre continue. Cette poudre est maintenue en circulation avec les réactifs dans l'isobutane, qui agit à la fois comme diluant et comme moyen de transport pour les réactifs et les produits de la réaction.

Il est important de contrôler et de maintenir les conditions de réaction appropriées, y compris la température, la pression et la composition des réactifs, afin d'obtenir un polymère de qualité et de maximiser le rendement de la réaction de polymérisation de l'éthylène.

II.4.3 Purification et récupération de gaz de recyclage :

La séparation du mélange solide/gaz (PEHD/éthylène, isobutane) dans la chambre de flash 950-161 peut être réalisée en plusieurs étapes. Voici une approche possible :

a. Séparation (solide / gaz) :

Dans la chambre de flash, la séparation solide/gaz peut être réalisée en suivant les étapes suivantes :

- Détente isotherme : La pression dans la chambre de flash est réduite de 42 bars à 0,36 bars, ce qui provoque une détente isotherme du mélange solide/gaz. La température est maintenue constante à 76 °C pendant cette détente.
- Vaporisation des hydrocarbures : La détente isotherme permet une vaporisation complète des hydrocarbures associés au polymère. La chaleur nécessaire à la vaporisation est fournie pour assurer que les hydrocarbures se volatilisent complètement.
- Accumulation des hydrocarbures : Les hydrocarbures volatils, tels que l'éthylène et l'isobutane, s'accumulent dans la partie supérieure de la chambre de flash, connue sous le nom de tête.
- Décharge du polymère : Le polymère sous forme de poudre, dépourvu des hydrocarbures volatils, est déchargé par gravité à partir du fond de la chambre de flash. Il est dirigé vers une colonne de purge pour d'autres traitements ultérieurs.
- Purge à l'azote : Pour éliminer les traces d'hydrocarbures restantes dans le polymère, de l'azote est injecté dans la colonne de purge. L'azote aide à purger et à évacuer les résidus d'hydrocarbures, assurant ainsi que le polymère soit suffisamment pur.

Cette séparation solide/gaz permet d'obtenir du polymère purifié, prêt à être utilisé ou transformé dans les étapes de post-traitement ultérieures. Les gaz accumulés, tels que l'éthylène et l'isobutane, peuvent être récupérés et dirigés vers des unités de traitement supplémentaires pour leur purification et leur réutilisation.

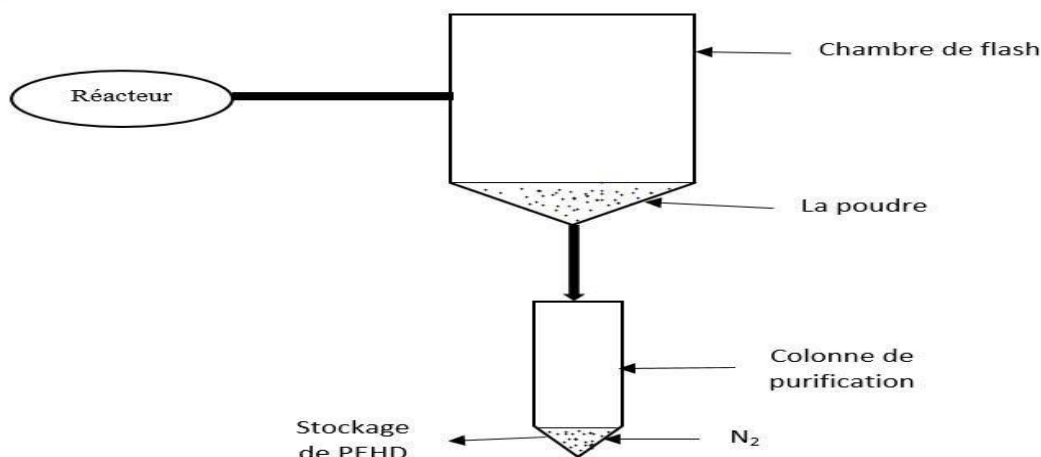


Figure II.12 : Schéma de séparation (solide / gaz)

b. Système de filtration :

Le mélange de l'isobutane recyclé et les traces de l'éthylène non réagi et l'hexène avec des traces de la poudre PEHD passe par trois systèmes de filtration :

• Cyclone de Fines de la Chambre de Flash, 350-161 :

Le cyclone de fines de la chambre de flash, 350-161, est utilisé comme premier système de filtration pour séparer les fines particules de poudre de polymère et les traces d'éthylène, d'hexène et d'hexane du mélange d'isobutane recyclé. Et conçu pour un débit de 7500 m³/h d'isobutane avec des traces d'éthylène, d'hexène, d'hexane et de poudre de polymère. Avec des conditions opératoires de pression 0,39 kg/cm² et température 76,7 °C.

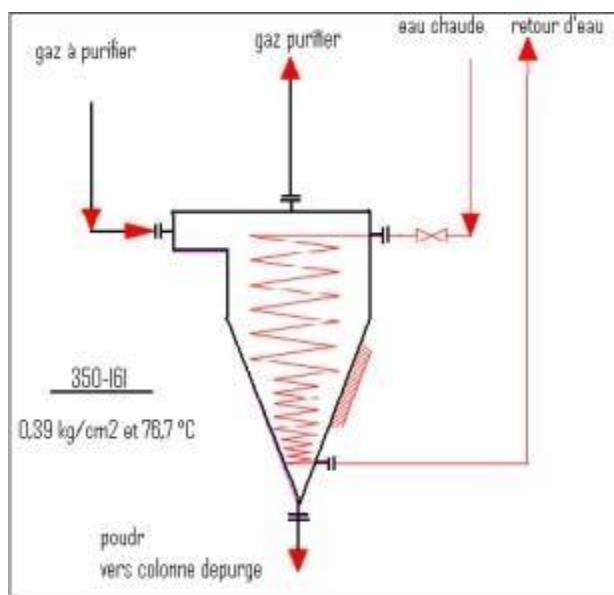


Figure II.13 : Le cyclone de fines de la chambre de flash

• **Filtre à Manches de la Chambre de Flash 350-162 :**

Ce filtre est situé après le cyclone de fines de la chambre de flash. Le gaz provenant du cyclone est acheminé vers le filtre à manches de la chambre de flash via une ligne de vapeur à très basse pression. Sur cette ligne d'alimentation du filtre, une prise d'échantillon a été prévue pour analyser la teneur en éthylène, hexène, hydrogène et éthane dans le gaz de flash.

Le filtre est conçu pour retenir avec une efficacité de 100 % les particules ayant un diamètre supérieur à 5 µm. Cela garantit une filtration efficace des particules solides indésirables présentes dans le flux gazeux.

• **Filtre de Garde 350-171 A/B :**

Ce filtre est situé en amont du filtre à manches de la chambre de flash et sert de protection supplémentaire contre l'entraînement de particules solides en cas de défaillance ou de rupture d'une manche du filtre à manches.

Il est conçu pour éviter l'entraînement de solides causé par une défaillance ou une rupture d'une manche dans le filtre à manches. Il a été conçu pour un débit de gaz de 7 939 m³/h, comprenant de l'isobutane, de l'éthylène, de l'hexène, de l'hexane et de la poudre de polyéthylène. Sa capacité est de 1,7 m³. Il est conçu pour maintenir une efficacité de 100 % pour les particules supérieures à 2 µ.

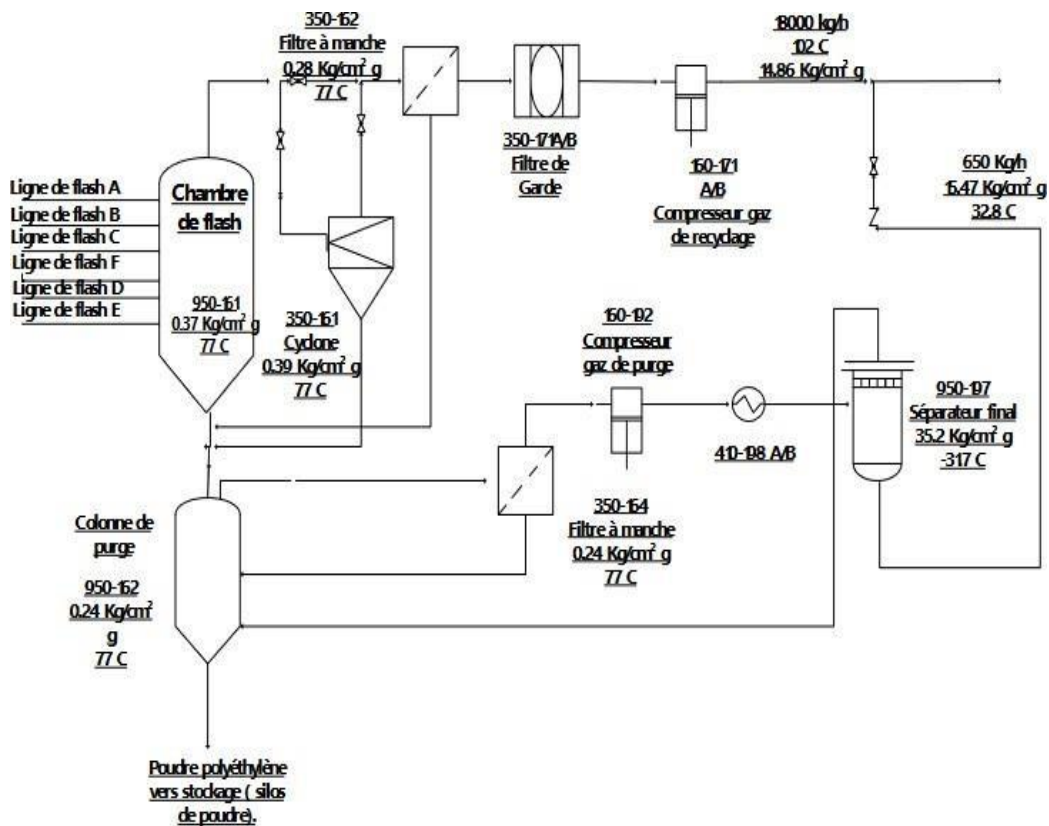


Figure II.14 : Purification et récupération des gaz de purge et de recyclage

II.4.4 Colonne d'isobutane de recyclage (950-173)

La vapeur provenant du compresseur de gaz de recyclage, conjointement à l'isobutane de la vidange des sécheurs d'isobutane de recyclage, ainsi que les liquides récupérés du gaz d'isobutane de purge, alimentent la colonne d'isobutane de recyclage (950-173). Le diamètre de la colonne est de 1370 mm et elle est isolée pour économiser la chaleur. Sa hauteur est de 22 650 mm et elle a une capacité de 33,5 m³. Les conditions d'opération sont de 13,4 kg/cm²g et 110 °C au fond, et de 13,2 kg/cm²g et 67 °C à la tête. Les conditions de conception sont respectivement de 15 kg/cm²g et 170 °C pour la pression et la température. La colonne, comprenant 34 plateaux, est conçue pour maintenir une teneur en éthylène inférieure à 5 ppm dans l'isobutane de recyclage, pour éliminer l'hexène-1, les composés lourds et le n-hexane, ainsi que pour dégazer l'isobutane en éliminant les gaz absorbés. [8]

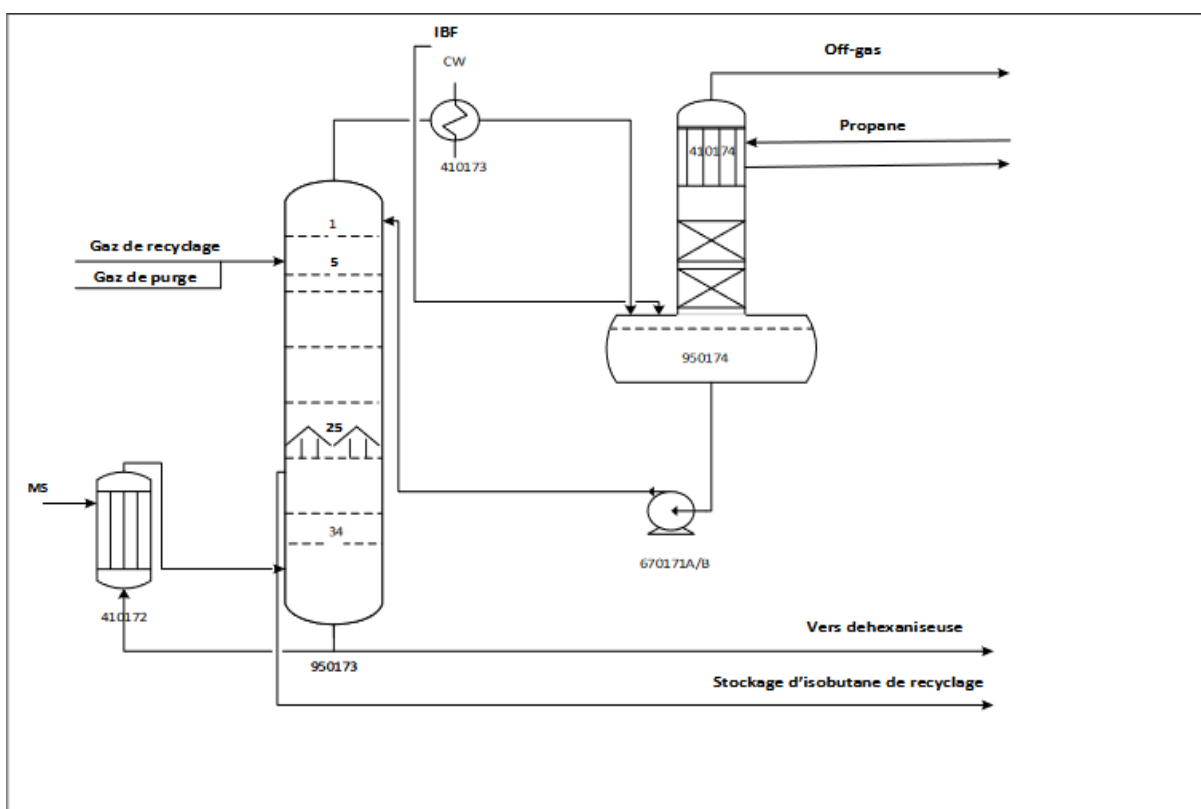


Figure II.15 : Colonne de purification de l'isobutane.

II.5 Conclusion :

Dans ce chapitre, nous avons examiné les différentes étapes du processus de polymérisation de l'éthylène et la purification de l'isobutane de recyclage. Ces étapes sont essentielles pour produire du polyéthylène de haute qualité et assurer l'efficacité du processus.

Chapitre III : Problématique

Chapitre III : La problématique

III.1 La problématique

La problématique que nous observons est la variation de la consommation d'isobutane au niveau CP2K, malgré l'objectif de récupération de 98%. Ces dernières années, l'unité CP2K a utilisé une quantité importante d'isobutane frais, ce qui a entraîné une diminution de la récupération d'isobutane. La principale cause de cette situation est le vieillissement et le dysfonctionnement de certains équipements.

Dans le chapitre précédent, nous avons étudié un système de récupération et de purification de l'isobutane recyclé. Ce système comprend une colonne à plateaux 950-173 avec 34 plateaux, un rebouilleur 410-173 et un accumulateur 950-174, qui est relié à une colonne à garnissage 950-175 équipée d'un condenseur de tête 410-174.

Il est important de souligner la sortie du fond de la colonne 950-173. Une fois que l'isobutane entièrement récupéré est extrait, une petite quantité d'isobutane résiduel (IBR) est envoyée vers la colonne de récupération d'hexène 950-181.

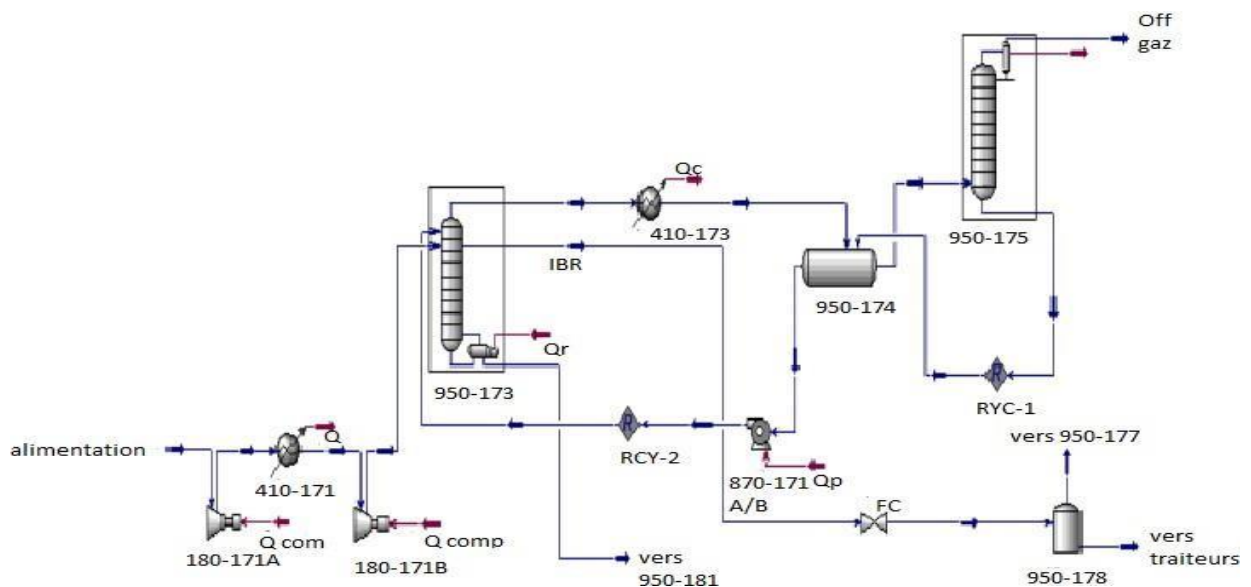


Figure III.1 : la simulation de système de purification

Notre objectif principal est d'améliorer le taux de récupération de l'isobutane dans la colonne 950-181. Pour cela, nous avons entrepris des calculs basés sur les bilans de matière afin de déterminer la composition réelle qui entre dans la section de purification. Ces bilans de matière seront ensuite utilisés dans une simulation pour évaluer le taux de récupération réel.

En se basant sur les résultats de la simulation, nous serons en mesure de proposer des solutions pratiques qui nous aideront à atteindre notre objectif. Ces solutions peuvent inclure des ajustements au niveau des équipements, des paramètres de fonctionnement ou des procédures de maintenance. L'objectif est d'optimiser le processus de récupération de l'isobutane afin d'augmenter le taux de récupération dans la colonne 950-181.

En mettant en œuvre ces solutions pratiques, nous visons à améliorer l'efficacité de la colonne de récupération d'hexène et à maximiser la quantité d'isobutane récupérée, ce qui contribuera à réduire les pertes et à optimiser l'utilisation des ressources

III.2 Bilan de matière

Le bilan passe par trois équipements principaux qui sont : le réacteur, la chambre de flash, la colonne de purification.

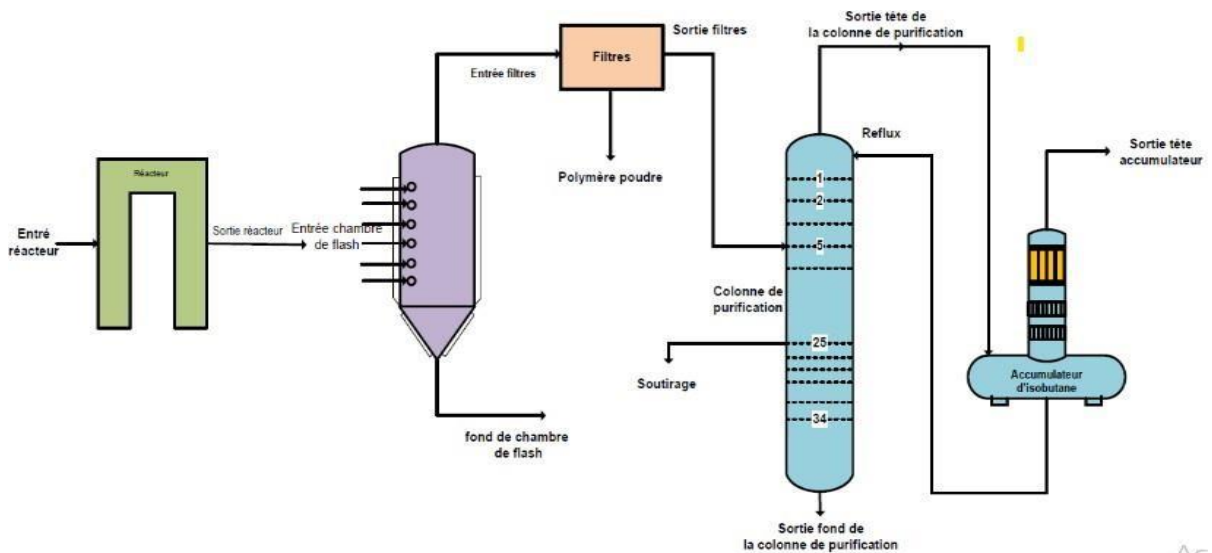


Figure III.2 : Schéma montrant le procédé de récupération et purification de l'isobutane

III.2.1 Bilan de matière de réacteur

Les valeurs qu'on a choisi c'est pour les dates 16, 17, 18, 19/01/2023 pour des raisons de disponibilité des données.

Tableau III.1 : Débit alimentation du réacteur

Charge kg/h	Isobutane	Ethylène	Hexène
16/01/2023	8300	7800	25
17/01/2023	8300	7800	25
18/01/2023	8500	7900	25
19/01/2023	8400	7900	23
Moyenne	8375	7850	24,5

○ Débit d'éthylène : $m_{\text{éthy}} = ?$

On a : $X_{\text{éthy}} = 96 \%$; $m_{\text{éthy}} = 7850$

$$K_{\text{g/h}} m_{\text{éthy,nR}} = (1 - X_{\text{éthy}}) \times m_{\text{éthy}}$$

$$m_{\text{éthy,nR}} = (1 - 0,96) \times 7850 = 314 \text{ Kg/h}$$

○ Débit d'hexène non réagi : $m_{\text{héc, nR}} = ?$

on a : $X_{\text{héc}} = 66\%$; $m_{\text{héc}} = 24,5 \text{ kg/h}$

$$m_{\text{héc,nR}} = (1 - X_{\text{éthy}}) \times m_{\text{éthy}}$$

$$m_{\text{héc, nR}} = (1 - 0,66) \times 24,5 = 8,33 \text{ Kg/h}$$

○ Débit du catalyseur : $m_{\text{cat}} = ?$

0,5kg \longrightarrow 1000 kg d'éthylène

m_{cat} \longrightarrow 7850 kg d'éthylène

$$m_{\text{cat}} = 7850 \times 0.5 / 1000$$

$$m_{\text{cat}} = 3.925 \text{ kg/h}$$

○ Débit du polymère formé :

Débit du polymère = Débit d'éthylène réagi + Débit d'hexène réagi + quantité de catalyseur

$$m_{\text{poly}} = (7850 \times 0,96) + (24,5 \times 0,66) + 3,925$$

$$m_{\text{poly}} = 7558,095 \text{ kg/h}$$

Les résultats du bilan de matière sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau III.2 : Résultats du bilan de matière du réacteur

	Entré de réacteur		Sortie de réacteur	
Composés	Composition massique	Débit massique kg/h	Composition massique	Débit massique kg/h
Ethylène	0,4830	7850	0,0193	314
Isobutane	0,5153	8375	0,5153	8375
Hexène	0,0015	24,5	0,0005	8,33
Catalyseur	0,0002	3,925	0	0
Polymère	0	0	0,4649	7556,095
Total	1	16253,45	1	16253,45

III.2.2 Bilan de matière de la chambre de flashe

Le bilan de matière de la chambre de flash est essentiel pour comprendre le processus de séparation des gaz et du polymère qui s'opère lors de la détente brusque de la pression de 42 kg/cm² à 0,37 kg/cm². Ce processus permet l'évaporation du polymère et la séparation des gaz.

Il est important de noter que même après la détente, une certaine quantité de poudre est entraînée avec les gaz. Cette poudre doit encore être séparée pour obtenir une purification complète des gaz. De plus, il est également nécessaire de séparer les composés non solides qui peuvent se trouver dans les pores de la poudre qui sort par le fond de la chambre de flash.

- **Bilan de matière par rapport à l'éthylène :**

- Débit de l'éthylène entrant :

La charge qui entre dans la chambre de flash contient 1,9 % d'éthylène

$$m_{\text{éth,CF}} = m_{\text{éth,nR}} = 314 \text{ kg/h}$$

- Débit de l'éthylène sortant de la tête de la chambre de flash :

54,25 % du débit d'entrée monte au sommet de la chambre, et la fraction de l'éthylène dans le courant gazeux de tête de la chambre est de **3,48%**

$$m_{\text{têt,CF}} = 0,5425 \times m_{\text{entré,CF}} = 0,5425 \times 16253,425$$

$$m_{\text{têt,CF}} = 8817,4831 \text{ Kg/h}$$

$$m_{\text{Eth,têt,CF}} = 0,0348 \times 8817,4831$$

$$m_{\text{Eth,têt,CF}} = 306,8484 \text{ Kg/h}$$

- Débit de l'éthylène sortant du fond de la chambre de flash :

$$m_{\text{Eth.bas,CF}} = m_{\text{Eth,CF}} - m_{\text{Eth.têt,CF}} = 314 - 306,8484$$

$$m_{\text{Eth.bas,CF}} = \mathbf{7,1516 \text{ Kg/h}}$$

- **Bilan de matière par rapport à l'isobutane :**

- Débit de l'isobutane entrant :

La charge qui entre dans la chambre de flash contient **51,53 %** en isobutane

$$m_{\text{iso,CF}} = m_{\text{iso,sR}} = 8375 \text{ Kg/h}$$

- Débit de l'isobutane sortant de la tête de la chambre de flash :

La fraction de l'isobutane dans le courant gazeux de tête est de **93,96 %**

$$m_{\text{iso.têt,CF}} = 0,9396 \times m_{\text{têt,CF}}$$

$$m_{\text{iso.têt,CF}} = 0,9396 \times 8817,4831$$

$$m_{\text{iso.têt,CF}} = \mathbf{8284,907 \text{ Kg/h}}$$

- Débit de l'isobutane sortant du fond de la chambre de flash :

$$m_{\text{iso.fond,CF}} = m_{\text{iso,CF}} - m_{\text{iso.têt,CF}} = 8375 - 8284,907$$

$$m_{\text{iso.fond,CF}} = \mathbf{90,093 \text{ Kg/h}}$$

- **Bilan de matière par rapport à l'hexène :**

- Débit de l'hexène entrant :

La charge qui entre dans la chambre de flash contient **0,05 %** en hexène

$$m_{\text{hex,CF}} = \mathbf{8,33 \text{ Kg/h}}$$

- Débit de l'hexène sortant de la tête de la chambre de flash :

La fraction de l'hexène dans le courant gazeux de tête est de **0,085%**

$$m_{\text{hex.têt,CF}} = m_{\text{têt,CF}} \times X_{\text{hex}}$$

$$m_{\text{hex.têt,CF}} = 8817,4831 \times 0,00085 = 7,4949 \text{ Kg/h}$$

$$m_{\text{hex.têt,CF}} = \mathbf{7,4949 \text{ Kg/h}}$$

- Débit de l'hexène sortant du fond de la chambre de flash :

$$m_{\text{hex.bas,CF}} = m_{\text{hex,CF}} - m_{\text{hex.têt,CF}} = 8,33 - 7,4949$$

$$m_{\text{hex.bas,CF}} = \mathbf{0,8351 \text{ Kg/h}}$$

• **Bilan de matière par rapport au polymère :**

○ Débit du polymère entrant :

La charge qui entre dans la chambre de flash contient **46,49 %** en polymère

$$m_{\text{pol,CF}} = 7556,095 \text{ Kg/h}$$

○ Débit du polymère sortant de la tête de la chambre de flash :

La fraction du polymère dans le courant gazeux de tête est de **2,475%**

$$m_{\text{pol.têt,CF}} = m_{\text{têt,CF}} - m_{\text{Eth.têt,CF}} - m_{\text{iso.têt,CF}} - m_{\text{hex.têt,CF}}$$

$$= 8817,4831 - 306,8484 - 8284,907 - 7,4949$$

$$m_{\text{pol.têt,CF}} = 218,2328 \text{ Kg/h}$$

○ Débit du polymère sortant du fond de la chambre de flash :

$$m_{\text{pol.fond,CF}} = m_{\text{pol}} - m_{\text{pol.têt,CF}}$$

$$= 7556,095 - 218,2328 = 7337,8622$$

$$m_{\text{pol.fond,CF}} = 7337.8622 \text{ Kg/h}$$

Les résultats du bilan de matière sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau III.3 : Résultats du bilan de matière de la chambre de flash

Composés	Entrée de la chambre de flash (100%)		sortie de tête de la chambre de flash (54,25%)		Sortie du fond de la chambre de flash (45,75%)	
	Composition Massique	Débits massiques kg/h	Composition Massique	Débits massiques kg/h	Composition massique	Débits massiques kg/h
Ethylène	0,0193	314	0,034	306,8484	0,00096	7,1516
Isobutane	0,5153	8375	0,9396	8284,907	0,0121	90,093
Héxène	0,0005	8.33	0,00085	7,494	0,00011	0,8351
Catalyseur	0	0	0	0	0	0
Polymère	0,4649	7556,095	0,02475	218,2328	0,9868	7337,8622
Total	1	16253,425	1	8817,4831	1	7435,9419

III.2.3 Bilan de matière de la Colonne de Purification

Le courant gazeux de la tête de la chambre de flash passe par trois filtres successifs (cyclone, filtre à manches, filtre de garde) pour éliminer toute trace de la poudre dans le gaz ($M_{pol,Cp} = 0 \text{ Kg/h}$).

Ce filtre fonctionne avec de l'azote pour leur nettoyage et régénération, donc il y a apparition de l'azote dans le courant gazeux, d'après les valeurs du design le débit d'azote est : $N_2=180 \text{ Kg/h}$.

Donc le débit du gaz alimentant la colonne de purification est calculée comme suit :

$M_{gaz,Cp} = \text{Débit de la tête de CF} + \text{Débit d'azote} - \text{la poudre de la tête de CF éliminée par les filtres.}$

$$M_{gaz,Cp} = 8817,4831 + 180 - 218,2328 = 8779,2503 \text{ Kg/h.}$$

Tableau III.4 : Composition du gaz après élimination de la poudre et l'introduction de l'azote

Composition	Alimentation de la colonne de purification	
	Composition massique	Débits massique kg/h
Ethylène	0,0350	306,8484
Isobutane	0,9437	8284,907
Héxène	0,0009	7,4949
Azote	0,0205	180
Polymère	0	0
Totale	1	8779,2503

III.3 Partie Simulation

La simulation est une méthode qui nous permet de représenter le comportement d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques. Elle englobe différents aspects tels que le transfert de matière et de chaleur, qui sont pris en compte à travers des opérations unitaires, ainsi que les modèles thermodynamiques qui décrivent le comportement du système à travers la résolution d'équations analytiques.

Il existe plusieurs simulateurs disponibles pour effectuer ces simulations, notamment Aspen Plus, CHEM CAD, HYSIM, HYSYS et Pro-II. Dans notre travail, nous avons choisi d'utiliser le simulateur HYSYS en raison de sa puissance et de sa fiabilité. HYSYS fait partie des programmes de simulation les plus avancés et offre une large gamme de fonctionnalités pour modéliser et simuler différents processus industriels.

En utilisant HYSYS, nous serons en mesure de représenter avec précision les différents phénomènes et opérations unitaires impliqués dans notre système, ce qui nous permettra d'analyser et d'optimiser le processus de récupération de l'isobutane dans la colonne 950-181. Nous pourrions ajuster les paramètres de fonctionnement, évaluer les performances et proposer des solutions pratiques pour améliorer le taux de récupération. [10] [11]

III.3.1 Présentation du logiciel HYSYS

Aspen HYSYS est le logiciel de simulation de processus leader du secteur de l'énergie. Il est largement utilisé par les principaux producteurs de pétrole et de gaz, les raffineries et les sociétés d'ingénierie pour l'optimisation des processus de conception et d'exploitation.

III.3.2 Méthode suivie

Le modèle thermodynamique est d'abord choisie puis validé à partir des données du constructeur avant d'être utilisé pour simuler le cas réel.

III.3.3 Le choix thermodynamique

Les équations de Peng-Robinson (PR) et de SOAVE-REDLICH-Kwong (SRK) sont couramment utilisées dans l'industrie, en particulier pour des applications telles que le raffinage, le traitement du gaz et la simulation des systèmes industriels de stockage des hydrocarbures.

Tableau III.5 : condition d'application de modèle thermodynamique

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

Le modèle de simulation utilisé est Peng Robinson.

III.3.4 Simulation de cas réel

La simulation du cas réel de 950-181 se base sur les données obtenues et le paramètre actuellement utilisés. [Annexe 1/2]

- Pression = 14,138 kg/cm².
- Fraction vapeur = 0.

Tableau III.6 : composition de la charge a la colonne 950-181

Composition	Débits massique (kg/h)	Fraction molaire
i-butane	7,15	0,2859
n-butane	0,72	0,0288
1-hexène	18,64	0,5148
n-hexane	6,32	0,1705
Total	32,83	1

Une représentation schématique de la simulation de la colonne 950-181 avec un ballon de flash (séparateur), telle qu’obtenue par HYSYS, est illustrée dans la figure ci-dessous. En plus de la colonne de séparation V-100, nous avons également utilisé une vanne VLV-100 et un échangeur de chaleur E-100.

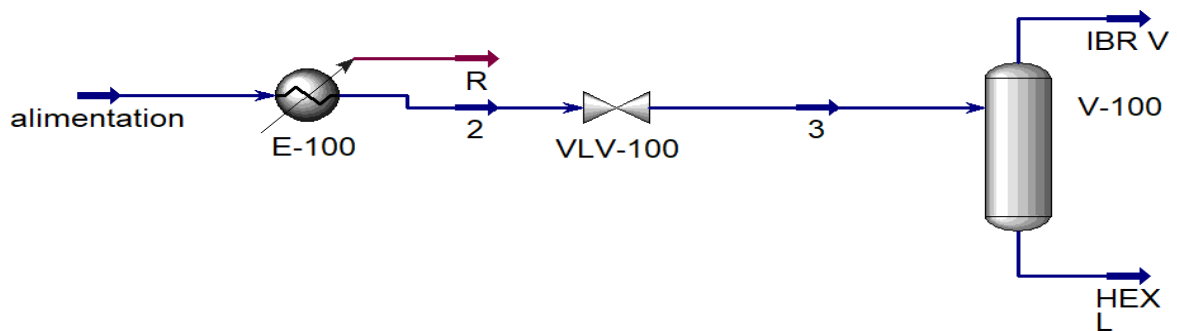


Figure III.3 : la simulation de la colonne 950-181

Worksheet	Stream Name	alimentation	Liquid Phase	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	135.7	135.7	135.7
Composition	Pressure [MPag]	1.272	1.272	1.272
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	0.4302	0.4302	0.0000
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	32.83	32.83	0.0000
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	5.125e-002	5.125e-002	0.0000
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9.793e+004	-9.793e+004	-9.680e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	154.3	154.3	189.4
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-4.213e+004	-4.213e+004	0.0000
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	5.074e-002	5.074e-002	0.0000
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Figure III.4 : les résultats d'alimentation obtenue par hysys

Après avoir saisi des données, nous recommandons une pression dans l'intervalle de :
 [13,72 bar < P < 1,863 bar]. [Annexe 1/2/3]

$$P = P_{\text{stockage}} + 1 \text{ bars (tenir compte des pertes e charges)}$$

a. Interopération des résultats :

L'isobutane de recyclage (IBR) obtenu dans la phase vapeur est contenu une forte quantité proche de la limite maximale, d'Hexène, Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau ci- dessus pour une pression de 5 bar.

Tableau III.7 : Les résultats de fraction molaire obtenus par HYSYS

Composition	PHASE VAPEURE	PHASE LIQUIDE
Isobutane	0,3222	0,0961
1-hexène	0,4889	0,6502
n-hexane	0,1568	0,2420
n-butane	0,0321	0,0117

b. Calcule taux de récupération de l'isobutane :

$$(Quantité \text{ isobutane récupéré} / Quantité \text{ isobutane entré}) * 100$$

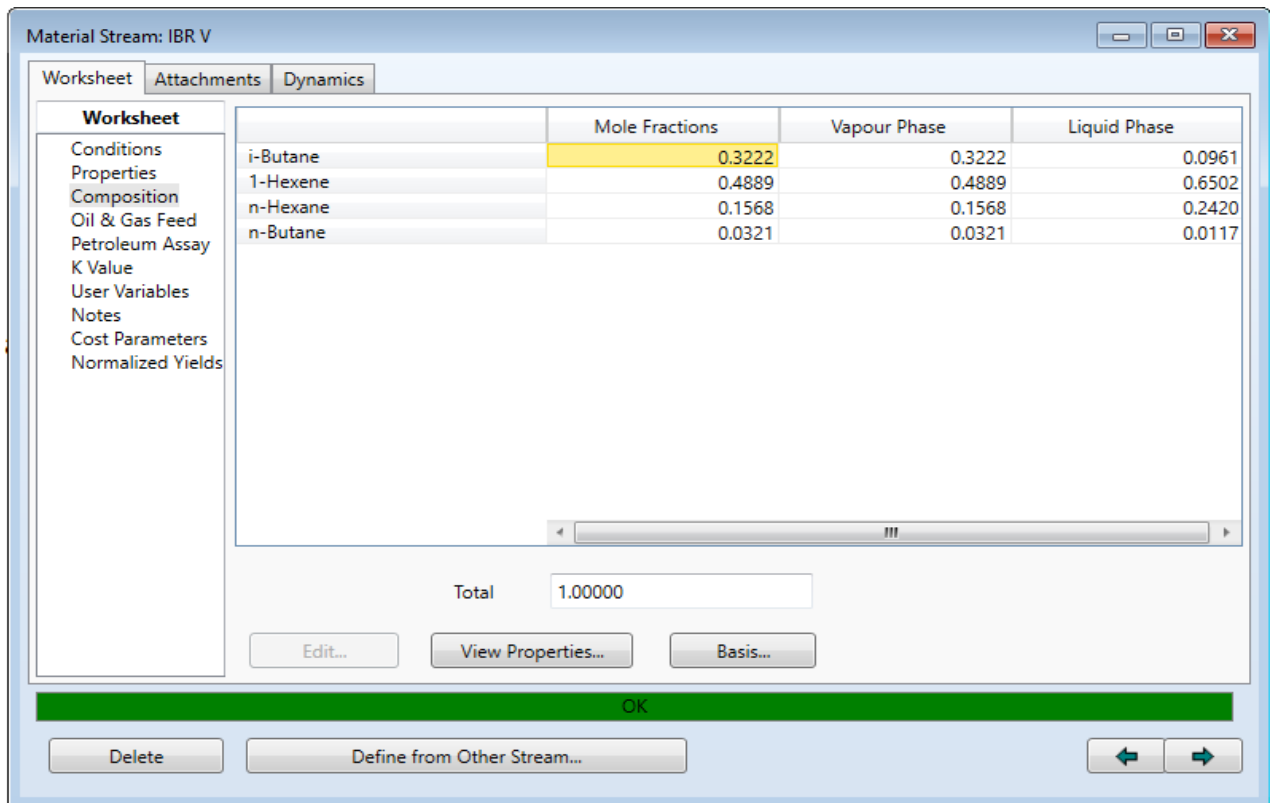


Figure III.5 : Résultats de la composition d'IBR obtenu par HYSYS

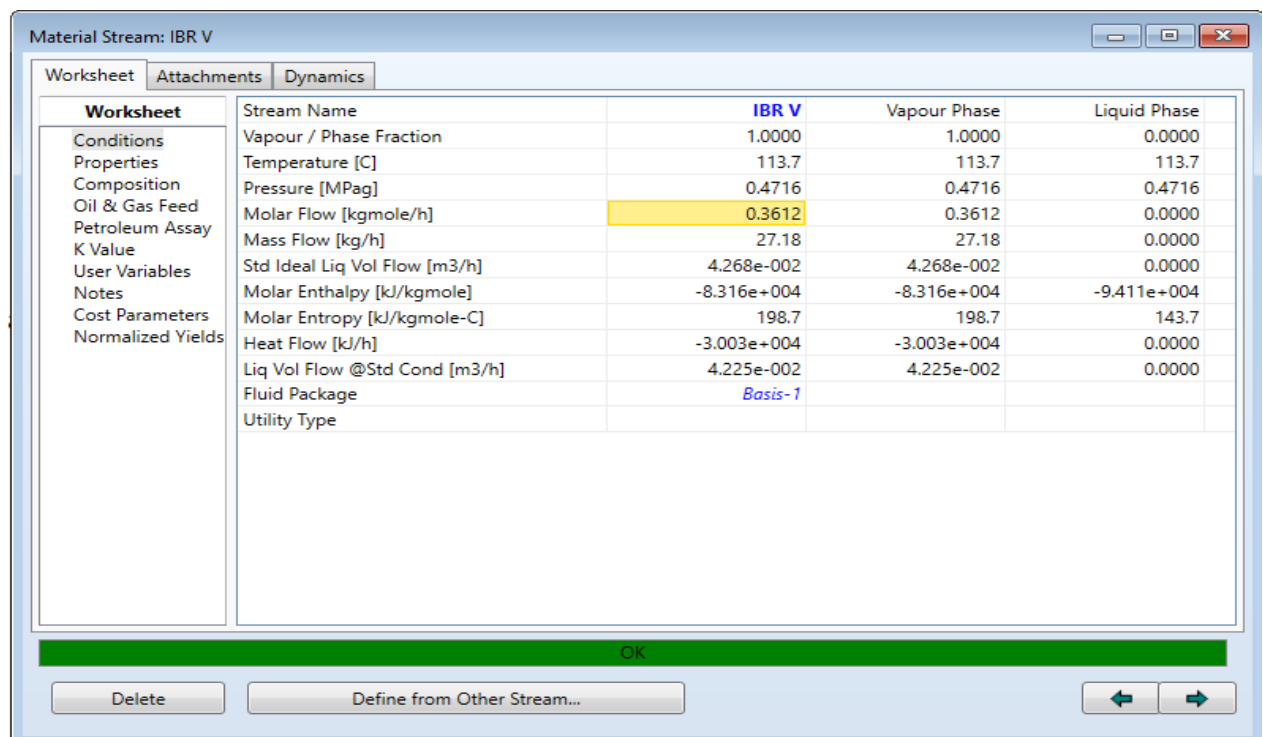


Figure III.6 : Résultats des paramètres de la phase vapeur obtenu par HYSYS

Worksheet	Stream Name	HEX L	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	113.7	113.7	113.7
Composition	Pressure [MPag]	0.4716	0.4716	0.4716
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	6.904e-002	0.0000	6.904e-002
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	5.651	0.0000	5.651
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	8.565e-003	0.0000	8.565e-003
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9.411e+004	-8.316e+004	-9.411e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	143.7	198.7	143.7
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-6498	0.0000	-6498
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	8.493e-003	0.0000	8.493e-003
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Figure III.7 : Résultats des paramètres de la phase liquide obtenue par HYSYS

D'après les figures :

$$(0,3222 \times 0,3612) / (0,2859 \times 0,4302) \times 100 = 94,60\%$$

Le taux de récupération d'isobutane est de **94,60 %**, ce qui est inférieur au taux prévu par les paramètres de design (**98 %**), et ceci est principalement dû à des variations du débit de la charge utilisée dans le réacteur et à des modifications des paramètres opérationnels dans différentes parties de l'unité.

c. Amélioration du taux de récupération de l'isobutane :

L'objectif de cette section est de réduire les pertes et la quantité d'hexène dans le soutirage afin d'améliorer le taux de récupération de l'Isobutane.

- **Le choix de la pression de flash :**

Pour ce faire, nous suggérons de manipuler la pression dans l'échangeur de chaleur (cooler) E-100, À travers la vanne de détente. Le choix de la pression optimale se déterminer par la méthode de bissection.

Méthode de bisection :

Ou méthode de dichotomie, est une méthode de recherche des racines qui divise plusieurs fois dans un intervalle $[X_n, X_{n+1}]$ puis sélectionne un sous-intervalle dans lequel la racine doit se trouve pour un traitement plus poussé.

$$X_{n+1} = (X_n \times X_{n+1}) / 2$$

Le tableau ci-dessous indique les pressions que nous avons proposées et leur influence sur le débit molaire dans la phase vapeur.

Tableau III.8 : L'influence de la pression sur le débit molaire dans la phase vapeur

Pression (bar)	12,23	10,75	9,30	7,80	6,35	4,90	3,38	1,863
Débit molaire (kg mol/h)	0,1767	0,1982	0,3536	0,2452	0,3224	0,4192	0,2140	0,2600

Il y a des valeurs de pression où tout le débit est vapeur, donc on ne peut avoir de séparation et ne garde que les pressions avec lesquelles on a deux phases (Liquide et vapeur).

Les valeurs de débit ne sont pas liées, il est impossible d'affirmer que le débit augmente avec une augmentation ou une diminution de pression. Sur la base des résultats, HYSYS calculera le nouveau taux de récupération :

Tableau III.9 : L'influence de la pression sur le changement des taux de récupération

Pression (bar)	13,72	12,23	10,75	9,30	7,80	6,35	4,90	3,38	1,863
Débit molaire (kg mol/h)	0,4302	0,1767	0,1982	0,3536	0,2452	0,3224	0,4192	0,2140	0,2600
Taux (%)	0	63,56	67,24	92,68	78,76	90,45	99,31	78,536	87,76

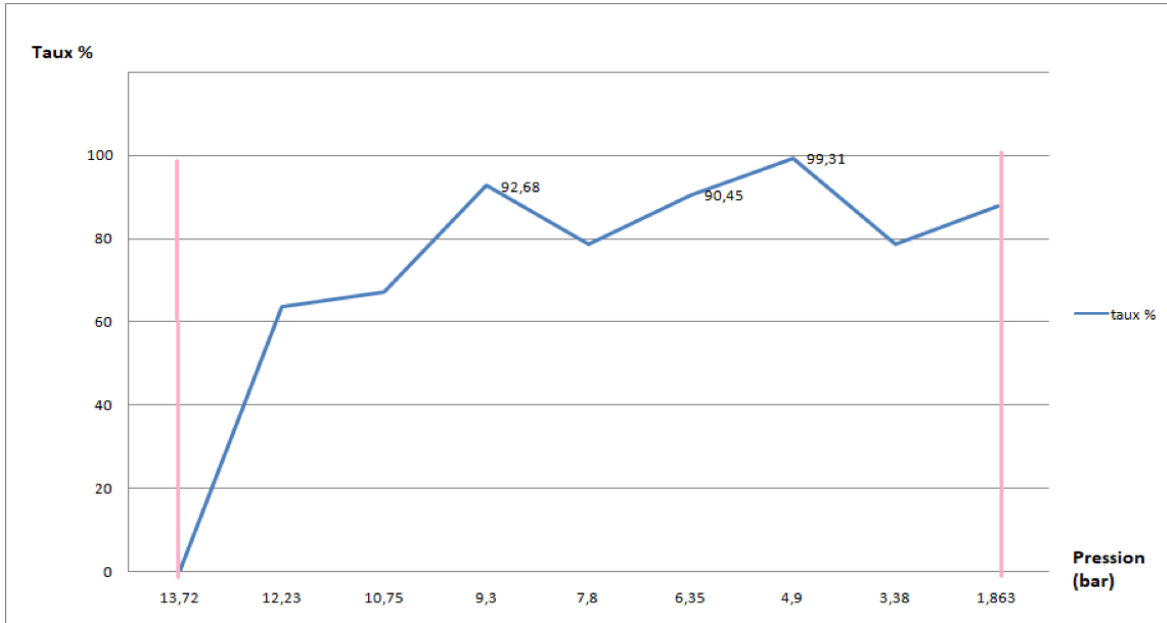


Figure III.8 : Courbe de taux de récupération en fonction de pression

D’après la courbe (Figure III.8) et les tableaux (Tableau III.8 et III.9), nous constatons qu’il y a une valeur de pression qui assure une récupération maximale est égal à 4,90 bar avec un meilleur taux de récupération est égal à 99,31 % par rapport au premier taux (94,60 %).

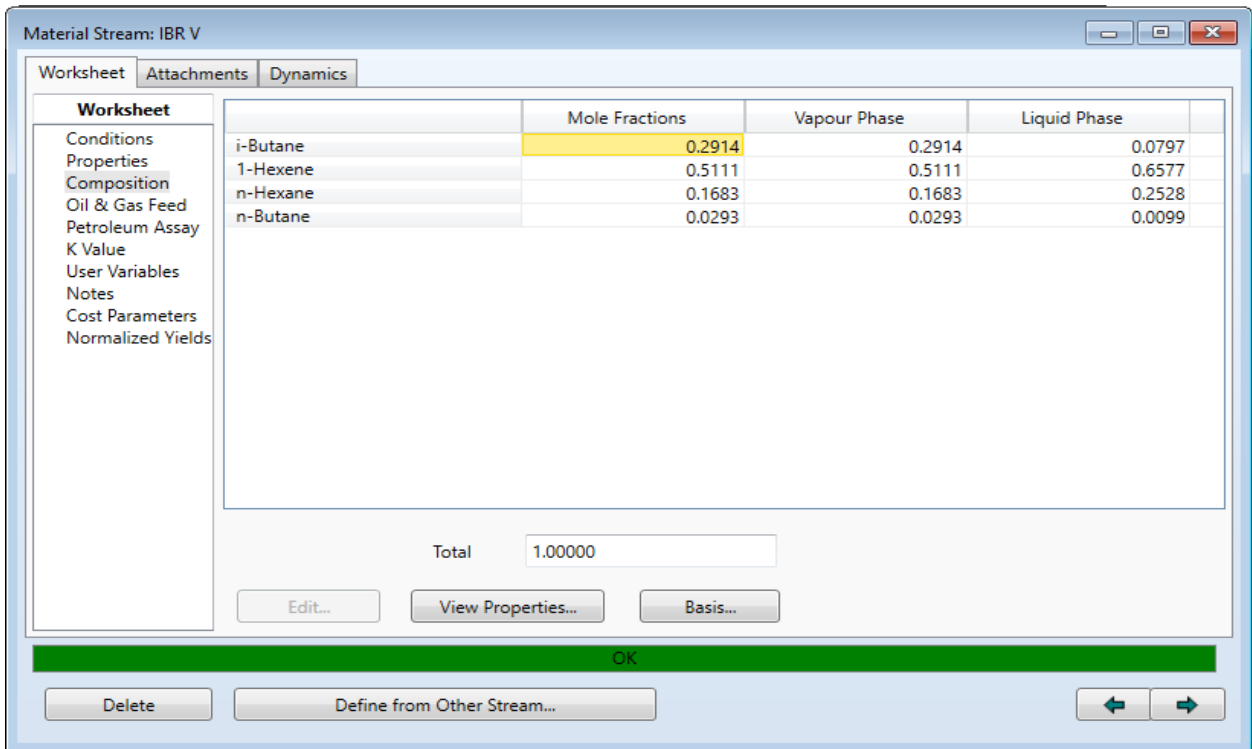


Figure III.9 : Résultats de la composition d’IBR obtenu par HYSYS après l’amélioration

Material Stream: IBR V

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	IBR V	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	109.0	109.0	109.0
Composition	Pressure [MPag]	0.3887	0.3887	0.3887
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	0.4192	0.4192	0.0000
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	31.92	31.92	0.0000
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	4.988e-002	4.988e-002	0.0000
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.195e+004	-8.195e+004	-9.495e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	199.3	199.3	141.0
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-3.435e+004	-3.435e+004	0.0000
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	4.938e-002	4.938e-002	0.0000
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

OK

Delete Define from Other Stream...

Figure III.10 : Résultats des paramètres d'IBR obtenu par HYSYS

Material Stream: HEX L

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	HEX L	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	109.0	109.0	109.0
Composition	Pressure [MPag]	0.3887	0.3887	0.3887
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1.102e-002	0.0000	1.102e-002
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	0.9074	0.0000	0.9074
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1.372e-003	0.0000	1.372e-003
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9.495e+004	-8.195e+004	-9.495e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	141.0	199.3	141.0
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1046	0.0000	-1046
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1.361e-003	0.0000	1.361e-003
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

OK

Delete Define from Other Stream...

Figure III.11 : Résultats des paramètres d'hexène obtenu par HYSYS

Cette pression permet de récupérer une quantité de IC₄ égale à 7,080 kg/h

Débit molaire de phase vapeur X fraction molaire d'IC₄ X la masse molaire d'IC₄

$$0,4192 \times 0,2914 \times 58 = 7,080 \text{ kg/h ;}$$

La différence entre le nouveau taux de récupération d'isobutane et le premier taux de récupération permet de récupérer une quantité de plus qui est la suivante :

Le gain en quantité récupéré = Le débit massique d'isobutane récupéré après l'amélioration - Débit massique isobutane récupéré dans le cas actuel.

$$31,92 - 27,18 = 4,74 \text{ Kg/h}$$

Le gain en quantité récupéré est de **4,74 Kg/h**.

III.4 Conclusion :

Les modifications apportées aux paramètres opératoires entraînent une baisse de la quantité d'isobutane (Ic₄) perdue ainsi qu'une diminution de la fraction d'hexène. Cela entraîne une augmentation du taux de récupération de l'isobutane, permettant ainsi de récupérer une quantité supplémentaire de 4,74 kg/h. Cette récupération est effectuée dans un ballon de flash d'une hauteur comprise entre 1 et 1,5 m.

Conclusion générale

Conclusion générale

À l'issue du stage pratique que nous avons effectué dans l'unité CP2K, nous avons pris conscience de l'importance des connaissances théoriques dans l'exploitation des installations et de l'influence des paramètres thermodynamiques sur la qualité des produits des différents flux de l'unité.

Nous avons utilisé ces connaissances pour proposer une solution au problème de récupération de l'isobutane utilisé dans cette usine. Le taux de récupération de l'isobutane recyclé (IBR) était supposé être de 98 % dans la section de purification, mais ces dernières années, l'usine CP2K a consommé de grandes quantités d'isobutane frais. En effectuant des calculs basés sur les paramètres actuels, nous avons constaté que le taux de récupération avait diminué jusqu'à 94,60 %.

Dans notre étude, nous proposons d'ajouter une section de récupération comprenant un ballon de flash, une vanne de détente et un échangeur. À l'aide du logiciel de simulation Aspen HYSYS, nous avons optimisé la température (T) et la pression (P) de cette section de détente en utilisant la méthode de la bisection.

Grâce à cette optimisation, nous avons réussi à augmenter le taux de récupération de 94,60 % à 98,83 %. Cette amélioration nous permet de récupérer 7,080 kg/h d'isobutane mensuellement et de réduire la consommation d'isobutane frais.

Références Bibliographiques

- [1] Fiche technique de l'unité CP2K. 2022.
- [2] P.Melquiot, G.Bertolini. Polyéthylène Haute Densité (PEHD) la définition du Dico. Enregistré à la CNIL n°893989. RECYCONSULT, 2010.192 p.
- [3] GHARSALLAH, Azzeddine. Amélioration de l'indice de fluidité de polyéthylène haute densité produit au niveau du CP2K à l'aide de réseau de neurones artificiels. PDF. Ecole Nationale Polytechnique. 2017.
- [4] CAZANEVA, Juhien. Thèses sur le compromis rigidité, durabilité de polyéthylène haute densité en relation avec la structure de chaîne, la microstructure et la topologie moléculaire issue de la cristallisation.
- [5] Jean Héng. Pratique de la maintenance préventive. Mécanique. Pneumatique. Hydraulique. Électricité. Froid, Dunod, Paris 2002
- [6] Manuel d'opération, CP2K, INTEDRA.
- [7] S.DJEDDI, K.DJOUMAD. Optimisation des paramètres opératoires de la colonne de purification d'isobutane de recyclage de l'unité de production du PEHD. PDF. Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie Université de M'hammed Bougara Boumerdes. 2013.
- [8] Techniques of reactor operation.
- [9] Chevron Philips company, Technique of PF reactor operation, Skikda 2005, p.10-30.
- [10] A.Tina. Calcul Technologique et simulation du procédé de distillation. PDF. Université Mohamed Khider de Biskra Faculté des sciences et de la technologie. 2022.
- [11] S.Samer. Simulations des procédés industriels par HYSYS. Campus Numérique université Batna1.2019.

Les Annexes

[Annexe 1] :

Stream Name	50	50A	51	52	53	59	00	50B	60C	60F
Component	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	30.070	19.73	19.73	19.73	19.73	0.00	19.88	39.39	19.51	65.46
Propane	44.087	17.47	17.47	17.47	17.47	0.00	6.48	37.08	30.60	127.15
i-Butane	59.124	13,061.13	13,061.13	13,061.13	13,061.13	7.15	49.35	742.94	693.59	16,816.71
n-Butane	59.124	377.64	377.64	377.64	377.64	0.72	0.39	5.72	5.33	249.92
1-Hexene	84.180	50.63	50.63	50.63	50.63	18.64	0.00	0.00	0.00	0.47
n-Hexane	86.178	16.10	16.10	16.10	16.10	6.32	0.00	0.00	0.00	0.10
H2O	18.015	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
polymer	28,000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
catalyst	1,000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mass Flow	kg/h	14,500.64	14,500.64	14,500.64	14,500.64	32.83	1,056.57	2,358.84	1,302.26	19,697.33
Molar Flow	kgmole/h	268.18	268.18	268.18	268.18	0.43	37.60	70.70	33.11	383.11
Volume Flow	m3/h	26.49	26.49	26.49	26.49	0.05	2.60	5.40	2.80	36.75
Design Flow	kg/h	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	C	76.36	123.26	46.90	110.63	138.00	(28.89)	14.08	(28.89)	68.12
Pressure	kg/cm2 a	1.15	3.90	3.54	15.89	14.40	13.50	13.75	13.50	14.20
Energy	kcal/h	1.370E+06	1.680E+06	1.173E+06	1.497E+06	1.604E+03	4.387E+04	1.363E+05	-5.416E+04	1.613E+06
Density	kg/m3	2.13	6.52	7.49	32.41	498.97	21.54	21.75	539.57	32.09
Viscosity	cP	0.0093	0.0107	0.0067	0.0112	0.0846	0.0094	0.0103	0.1420	0.0103
Compressibility		0.98	0.98	0.94	0.81	0.08	0.96	0.87	0.05	0.78
Molecular Weight		54.07	54.07	54.07	54.07	78.31	28.10	33.38	39.34	51.15
Vapor Fraction		1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	0.00	1.00

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

Note: This drawing is the property of PHILLIPS PETROLEUM COMPANY and is 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.

Design	J.Coffin	JA No.:	62-9118
Checked	11-Nov-94	Drawing No.:	EPD-1633
App'd		Sheet No.:	M-2-0
Rev. No.1	VB	Page	6
Rev. No.2	11-Nov-94		

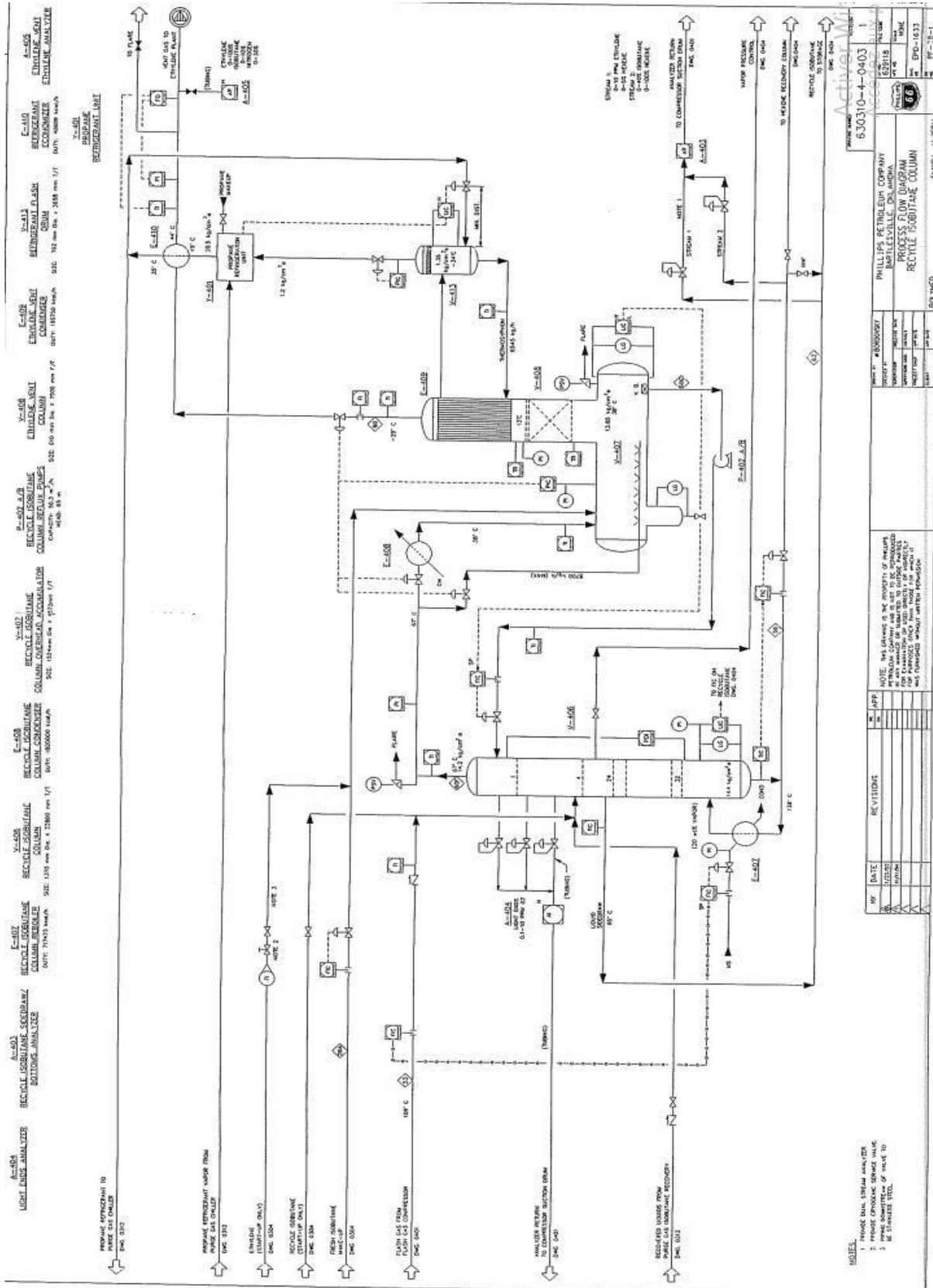
Phillips Petroleum Company
Bartlesville, Oklahoma

Phillips Linear Polyethylene Process
Material Balance

Resin Type 5502 18,315 kg/h

POLYMED - Skikda, Algeria

[Annexe 2] :



NO.	DATE	REVISIONS	APP.
1			
2			
3			
4			
5			
6			
7			
8			
9			
10			
11			
12			
13			
14			
15			
16			
17			
18			
19			
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41			
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
59			
60			
61			
62			
63			
64			
65			
66			
67			
68			
69			
70			
71			
72			
73			
74			
75			
76			
77			
78			
79			
80			
81			
82			
83			
84			
85			
86			
87			
88			
89			
90			
91			
92			
93			
94			
95			
96			
97			
98			
99			
100			

PHILLIPS RETRIEVE COMPANY
 BARTLETTVILLE, MISSISSIPPI
 PROCESS FLOW DIAGRAM
 RECYCLE ISOBUTANE COLUMN

PROJECT NO. 830310-4-0403

DATE: 11/20/01

BY: [Signature]

SCALE: 1" = 1'-0"

REVISED: 11/20/01

DESIGNED BY: [Signature]

CHECKED BY: [Signature]

APPROVED BY: [Signature]

PROJECT NO. 830310-4-0403

DATE: 11/20/01

BY: [Signature]

SCALE: 1" = 1'-0"

REVISED: 11/20/01

DESIGNED BY: [Signature]

CHECKED BY: [Signature]

APPROVED BY: [Signature]

[Annexe 3] :

