REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE YAHIA FARES DE MEDEA



Faculté de **T**echnologie

Mémoire de fin d'études de Master

Filière : Génie des Procédés.
Spécialité : Génie Chimique.

Étude des procédés du reformage catalytique et d'isomérisation du naphta

---

Présenté par :

BRADAI Benzid

MEKDACHE Haroune

Proposé et Dirigé par :

Dr. SEDIRI Meriem (Promotrice)

Mr. RECHIDI Youcef (Co-promoteur)

Promotion 2021


بسم الله الرحمن الرحيم

REMERCIEMENTS

EN PRÉAMBULE À CE MÉMOIRE, EN ÉTANT UN ABOUTISSEMENT À DE LONGUES ET FASTIDIEUSES ANNÉES D'ÉTUDES UNIVERSITAIRES, NOUS REMERCIONS AVANT TOUT, ALLAH LE TOUT PUISSANT DE NOUS AVOIR DONNÉ LE COURAGE, LA PATIENCE ET LA BONNE VOLONTÉ DE MENER À TERME CE MODESTE TRAVAIL.

NOUS DÉSIRONS ADRESSER, UN MERCI TOUT PARTICULIER, À NOTRE PROMOTRICE DR. SEDIRI MERIEM POUR SA DISPONIBILITÉ, SES PRÉCIEUX CONSEILS, SES ORIENTATIONS QUI NOUS ONT AIDÉ À L'ÉLABORATION DE CE MÉMOIRE ET POUR TOUT LE TEMPS QU'ELLE NOUS A CONSACRÉ.

NOUS REMERCIONS ÉGALEMENT NOTRE CO-PROMOTEUR MR. Y.RECHIDI DE NOUS AVOIR PLEINEMENT AIDÉS ET ACCOMPAGNÉS.

NOUS REMERCIONS VIVEMENT L'ENSEMBLE DES MEMBRES DU JURY, EN COMMENÇANT PAR PR.O.BENKORTBI POUR AVOIR ACCEPTÉ DE PRÉSIDER LE JURY DE LA SOUTENANCE, AINSI QUE DR.M.NEDJHIOUI ET MME.R.KHALLADI D'AVOIR ACCEPTÉ DE JUGER CE TRAVAIL.

NOS REMERCIEMENTS VONT ÉGALEMENT À TOUS LES MEMBRES DU DÉPARTEMENT DE GÉNIE DES PROCÉDÉS DE L'UNIVERSITÉ YAHIA FARÈS DE MÉDÉA POUR LEURS AIDES ET SYMPATHIE..

Dédicaces

- A celle qui m'a quitté avant qu'elle ne me voit obtenir une maitrise de l'université, et qui a défendu mon bonheur et cette supériorité sur la lumière de ma vie « Ma Mère ».
- A mon père qui a veillé sur mon réconfort des troubles du monde, mes frères et leurs familles ''Khadija, Noureddine, Malika, Adel en particulier Imane'', et à ma famille élargie en général.
- A tous ceux qui m'ont appris des professeurs .



Haroune Mekdache

DÉDICACE

Je dédie ce modeste travail :

Aux défunts : mon grand-père et mon père qu'Allah le Miséricordieux leur accueille en son vaste paradis.

À ma chère mère qu'Allah lui protège ainsi mes frères et sœurs.

À ma femme et mes enfants : Darine et Ahmed djaouad qu'Allah le tout puissant les protège.

الملخص :

يركز عملنا على دراسة التأثير الاقتصادي و البيئي لعمليات المماكبة وإصلاح النافثا "الوقود" التحفيزي في وجود محفزات أحادية أو ثنائية المعدن شديدة الاستقرار و التفاعلية ، والتي تهدف إلى تعزيز النافتا الناتج عن التقطير الجوي للنفط الخام ، وتحسين رقم الأوكتان.

تتمثل المماكبة "الأزمرة" في تحويل n-pentanes و n-hexanes (البارافينات الخطية) ذات رقم الأوكتان المنخفض إلى مماكبات (بارافينات متفرعة) ذات رقم أوكتان عالي ، وبالمثل تتم عملية إعادة الإصلاح بوجود محفز من خلال تفاعلات نزع الهيدروجين من naphthenes و dehydro-cyclizations (البارافينات)من أجل الحصول على عطريات ذات رقم أوكتان مرتفع .

من خلال هذه الأساليب تمكنت هذه العمليات من تحسين رقم أوكتان النافثا المنخفضً الى نافثا برقم أوكتان يساوي 88 كحد أدنى أي بعائد نسبته 29.41٪ وعملية إعادة اصلاح عند رقم أوكتان يساوي 101.7 بعائد نسبته 41.2 ٪.

تعد المماكبة وإعادة الاصلاح بوجود محفزات بمثابة الأساس في صياغة الغازولين التجاري الخالي من الرصاص ذي الأهمية الحاسمة في الحد من التأثير المدمرلتلوث البيئة بالرصاص.

الكلمات المفتاحية: النفتا ، التكرير ، اعادة الإصلاح ، المماكبة ، رقم الأوكتان.

Résumé :

Notre travail se penche sur l'étude de la performance et de l'impact économico-environnemental des procédés d'isomérisation et du reforming catalytique du naphta en présence des catalyseurs monométalliques ou bimétalliques hautement stables, sélectifs et réactifs dont l'objectif est de valoriser le naphta issu de la distillation atmosphérique du pétrole brut, tout en améliorant son indice d'octane.

L'isomérisation consiste à transformer des n-pentanes et des n-hexanes en leur isomères ayant un haut indice d'octane, de même, le reforming se fait par les réactions de déshydrogénations des naphtènes et de déshydro-cyclisations des paraffines afin d'obtenir des aromatiques ayant un indice d'octane élevé.

Par ces procédés, nous avons pu améliorer l'indice d'octane, mode recherche, du naphta pour obtenir un isomérat à 88 dans l'isomérisation, soit un rendement de 29,41 % et un reformat à 101,7 dans le reforming, soit un rendement de 41,25 %.

L'isomérat et le reformat vont servir comme bases dans la formulation des essences sans plomb commerciales d'où l'intérêt crucial est de diminuer l'impact dévastateur de la pollution au plomb sur l'environnement.

Mots clés : naphta, raffinage, reforming, isomérisation, indice d'octane.

Abstract:

Our work focuses on the study of the performance and the economic and environmental impact of isomerization processes and catalytic reforming of naphtha in the presence of highly stable, selective and reactive monometallic or bimetallic catalysts, whose objective is to enhance naphtha resulting from the atmospheric distillation of crude oil ,while improving its octane number.

Isomerization consists in transforming n-pentanes and n-hexanes into their isomers having a high octane number, likewise , reforming is carried out by the reactions of dehydrogenations of naphthenes and dehydro-cyclizations of paraffins in order to obtain aromatics with a high octane number.

By these methods,we were able to improve the octane number ,research mod,of naphtha at 88 RON in the isomerization, that is to say a yield of 29.41% and a reformate at 101.7 in RON in the reforming, or a yield of 41.25%.

The isomerate and reformate will serve as the basis in the formulation of commercial unleaded gasolines of crucial interest in reducing the devastating impact of lead pollution on the environment.

Keywords: naphtha, refining, reforming, isomerization, octane number.

Sommaire

Résumé.

Liste des figures.

Liste des tableaux.

Liste des abréviations.

Introduction générale……..…….....01

Chapitre I : Présentation de la raffinerie d'Alger RA1G.

I.1 Introduction ……03

I.2.Historique et situation géographique de la raffinerie d'Alger..……...……...03

I.3.Objectif et capacité de production …….……...…….04

I.4.Principales installations de la Raffinerie……...…….05

I.4.1.Unité de distillation atmosphérique ″Topping″ (U100)..……...……..05

I.4.2.Unité de séparation des gaz liquéfiés "gaz-plant" (U 300)..……...……05

I.4.3.Unité d'hydrotraitement des naphtas NHT (U 500).……...……....05

I.4.4.Unité d'isomérisation des naphtas (U 510)……...…….05

I.4.5.Unité de reforming catalytique CCR (U 520)……...……...06

I.4.6.Unité de craquage catalytique RFCC (U 530) ……..…...……06

I.4.7.Section sulfure bloc…… 06

I.4.8.Les utilités ……..……06

I.4.9.Parc de stockage……...…...……07

I.4.10.Laboratoire ..……...……...08

I.4.10.1.Service contrôle ……...…..08

I.4.10.2.Service chimie ……...09

I.5.Conclusion ……09

Chapitre II : Généralités sur le pétrole brut.

II.1 Introduction ……..10

II.2.Composition des pétroles bruts ……...……10

II.2.1.Les principales familles d'hydrocarbures ……...……...…11

II.2.2.Les différents composés contenus dans le brut ……...……...…12

II.3.Classifications des pétroles ……...……...……13

II.3.1.Classification Industrielle ……...……...13

II.3.2.Classification Chimique ……...…...…..14

II.3.3 Classification Technologique ……....……..14

II.4.Conclusion ……...15

Chapitre III : Procédés et Méthodes d'analyses.

III.1.Introduction ……16

III.2.Unité de distillation atmosphérique ADU U100 …… ....……..16

III.2.1.Charge (pétrole brut) et train de préchauffage I ……..……17

III.2.2.Dessaleur100-M-101 ……...……17

III.2.3.Train de préchauffage du brut II ……...……...17

III.2.4.Ballon de pré-vaporisation 100-D-102 ……..……..17

III.2.5.Train de préchauffage du brut III ……17

III.2.6.Section de pré-vaporisation ……..…18

III.2.7.Circuit de tête de la colonnrce de pré-vaporisation 100-C-501……18

III.2.8.Train de préchauffage du brut IV……..18

III.2.9.Réchauffeur atmosphérique 100-F-501 ……..…18

III.2.10.Colonne atmosphérique100-C-101……...18

II.2.11.Circuit de tête de la colonne atmosphérique 100-C-101……19

III.2.12.Rectification et refroidissement des produits de la colonne 100-C-101……19

III.2.13.Reflux ciulants RC de la colonne de la distillation atmosphérique 100-C-101...……20

III.2.14.Colonne de débutanisation/stabilisation de naphta 100-C-104 ……..21

III.2.15.Section de traitement du kérosène ……...……..22

III.2.16.Spécifications des produits et paramètres d'exploitation ……...…22

III.3.Unité d'hydrotraitement du naphta (unité 500) ……...23

III.3.1.La charge de l'unité ……..……...……23

III.3.2.Réactions chimiques ……..……..……...24

III.3.2.1.Réactions d'hydroraffinage ……..……24

III.3.2.2.Réactions d'hydrogénation ……..……..……26

III.3.3.Description du procédé d'hydrotraitement ……..……..…..27

III.3.3.1.Section de réaction ……..……..……27

III.3.3.2.Section stripping ……..……..……28

III.3.3.3.Section splitting ……..……..……29

III.3.4.Catalyseur et adsorbants de l'unité d'hydrotraitement ….……30

III.3.4.1.Catalyseur du procédé d'hydrotraitement ……..……..……30

III.3.4.2.L'adsorbant du lit de protection contre le soufre ……..……..….31

III.3.4.3 L'adsorbant du lit de protection contre le mercure ……..……..….31

III.3.5.Variables du procédé d'hydrotraitment ……..……..……31

III.4.Unité d'isomérisation (unité 510) ……..……..……..32

III.4.1.Description du procédé d'isomérisation ……..……...……32

III.4.1.1.Section séchage (traitement de la charge) ……..……..32

III.4.1.2.Section réaction (isomérisation) ……..…...……..32

III.4.1.3.Section stabilisation ……..…..……..34

III.4.1.4.Section déisohexaniseur ……..…...……..35

III.4.1.5.Section scrubbing ……..……...36

III.4.1.6.Régénération des sécheurs ……..……..36

III.4.2.Catalyseurs de l'unité d'isomérisation ……..……37

III.4.3.Influence des paramètres opératoire sur le procédé d'isomérisation …..….38

III.4.3.1.Température du réacteur ……..38

III.4.3.2.Vitesse spatiale ……..38

III.4.3.3.Rapport H_2/HC ……..…..39

III.4.3.4.Composition de la charge d'alimentation ……..….39
III.4.3.5.Pression à la sortie du réacteur ……..…..39
III.4.3.6.Injection de chlorure ……..…39
III.4.4.Stockage…… ……..…….39
III.5.Unité de reforming catalytique à régénération continue CCR (unité 520)……...…….. 39
III.5.1.Description du procédé de reforming catalytique ……39
III.5.1.1.Section de réaction ……...….39
III.5.1.2.Section de régénération du catalyseur ……...…44
III.5.2.Spécificités du catalyseur de reforming ……..…47
III.5.3.Impact des variables opératoires du procédé de reforming catalytique…..…47
III.5.3.1.Température……..…47
III.5.3.2.Vitesse spatiale……..…48
III.5.3.3.Pression totale ……..…...48
III.5.3.4.Rapport H_2/HC ……..…..48
III.5.3.5.Effet du rapport H_2O/Cl ……..…..48
III.5.3.6.Effet de la charge ……..……48
III.5.4.Stockage……49
III.6.Méthodes d'analyses ……...49
III.7.Conclusion ……..55

Chapitre IV : Résultats et discussion.

IV.1.Introduction ……57
IV.2.Unité de distillation atmosphérique U100 ……...……...57
IV.2.1.la charge de l'unité (pétrole brut) ……..……..57
IV.2.2.Produits issus de la distillation atmosphérique ……..……58
IV.3.Unité d'hydrotraitement du naphta NHT U500……..……60
IV.3.1.La charge de l'unité (naphta total)……..…….…….61
IV.3.2.Produits de l'unité …… ……..……62
IV.3.2.1.Naphta léger ……..…….....62
IV.3.2.2.Naphta lourd …….....63

IV.4.Unité d'isomérisation (U510) ……..64

IV.5.Unité de reforming catalytique U520 ……..65

IV.5.1.Résultats d'analyses obtenus sur la charge et le reformat ……65

IV.5.2.Résultats d'analyses obtenus sur le catalyseur CR 401 ……...65

IV.6.Conclusion ……67

Conclusion générale……..……...……..68

Références bibliographiques.

Annexe 1 : Schéma général U 100.

Annexe 2 : Schémas détaillés U 510.

Annexe 3 : Schémas détaillés U520.

Liste des figures

Chapitre I : Présentation de la raffinerie d'Alger RA1G.

Fig I-1 : Raffinerie d'Alger RA1G……...…04

Chapitre II : Généralités sur le pétrole brut.

Fig II-1 : (a) structure de cyclohexane et (b) structure de cyclopentane……..11

Fig II-2 : Structure de benzène……11

Fig II-3 : (a) structure de tétraline, (b) structure de butyle cyclohexane……..12

Fig II-4 : (a) structure de thiophane, (b) structure de thiophène……..12

Fig II-5 : (a) Structure de quinoléine, (b) Structure de pyridine……..13

Chapitre III : Procédés et Méthodes d'analyses.

Fig III-1 : Schéma général des procédés de fabrication d'isomérat et de reformat……16

Fig III-2 : Schéma général de l'unité de distillation atmosphérique……....23

Fig III-3 : Désulfuration de (a) amyl mercaptan, (b) diméthyle sulfure, (c) dipropyle disulfure, (d) méthyle thiophène……...25

Fig III-4 : (a) dénitrification de méthyle pyrrole, (b) dénitrification de pyridine……....26

Fig III-5 : Désoxygénation de phénol……26

Fig III-6 : Hydrogénation de : (a) 2-pentene, (b) 1-héptene……....27

Fig III-7 : Schéma de la section réaction unité NHT (U500)……...28

Fig III-8 : Schéma de la section stripper unité NHT (U500)……...…29

Fig III-9 : Schéma de la section séparateur unité NHT (U500)……...30

Fig III-10 : Hydrogénation de benzène dans le réacteur 510-R-001……...33

Fig III-11 : (a), (b), (c), (d) Série de transformation de n-hexane en ses différents isomères dans le réacteur 510-R-002……...33

Fig III-12 : Section réaction du procédé d'isomérisation……....34

Fig III-13 : Stabilisation d'isomérat……35

Fig III-14 : Désisohexaniseur……..36

Fig III-15 : Schéma des sécheurs unité d'isomérisation……..37

Fig III-16 : Schéma général de l'unité d'isomérisation……...38

Fig III-17 : Déshydrogénation du cyclohexane……40

Fig III-18 : (a) Déshydrogénation de paraffine C_7H_{16}, (b) Cyclisation de naphtène C_7H_{14}, (c) Déshydrogénation de cycloalkane C_7H_{14}, (m) étant la fonction métallique du catalyseur……..41

Fig III-19 : Isomérisation des paraffines……..41

Fig III-20 : Réaction de déshydrocyclisation……..42
Fig III-21 : Les 4 réacteurs de reforming catalytique……..42
Fig III-22 : Schéma de Section réaction de reforming catalytique……..43
Fig III-23 : Section stabilisation unité 520……..44
Fig III-24 : Circulation du catalyseur dans la section réaction……....46
Fig III-25 : Catalyseur de reforming catalytique CR 401……47

Chapitre IV : Résultats et discussion.

Fig IV-1 : (a) Pétrole brut, (b) naphta total, (c) kérosène, (d) gazole léger, (e) gazole lourd, (f) résidu atmosphérique (distillation atmosphérique)…….59
Fig IV-2 : (a) naphta total, (b) naphta léger et (c) naphta lourd NHT (U500)……..…64
Fig IV-3 : (a) naphta léger, (b) isomérat U 510……....65
Fig IV-4 : (a) Naphta lourd, (b) Reformat du procédé de reforming U520…….….67

Liste des tableaux

Chapitre I : Présentation de la raffinerie d'Alger RA1G.

Tableau I-1 : Production en tonnes par an……...04

Tableau I-2 : Parc de stockage et capacité en m^3……08

Chapitre III : Procédés et Méthodes d'analyses.

Tableau III-1 : Points de fractionnement des produits de distillation atmosphérique……....22

Tableau III-2 : Paramètres d'exploitation du procédé de distillation atmosphérique…….22

Tableau III-3 : Conditions de design pour quelques équipements U500……..…..30

Tableau III-4 : Paramètres de section réaction de reforming catalytique……...…31

Tableau III-5 : Caractéristiques du catalyseur CR 401……..….42

Tableau III-6 : Méthodes d'analyses et appareillage……..49

Chapitre IV : Résultats et discussion.

Tableau IV-1 : Spécifications du pétrole brut alimentant l'unité 100…….57

Tableau IV.2 : Coupes de pétrole brut selon la distillation TBP…….....57

Tableau IV-3 : Résultats d'analyses des produits de distillation atmosphérique……....58

Tableau VI-4 : Spécifications de design requises pour produits du procédé d'hydrotraitement……..60

Tableau IV-5 : Spécifications de la charge (naphta total) pour hydrotraitement ……...60

Tableau IV-6 : Résultats d'analyses de la charge et des produits du procédé d'hydrotraitement…….....61

Tableau IV-7 : Composition en % volumique de P.I.O.N.A dans le naphta total……...62

Tableau IV-8 : Composition en % volumique de P.I.O.N.A dans le naphta léger……..63

Tableau IV-9 : Composition en % volumiques de P.I.O.N.A dans le naphta lourd…….....64

Tableau IV-10 : Résultats d'analyses de la charge (naphta léger) et produit (isomérat) du procédé d'isomérisation…….....64

Tableau IV-11 : Résultats d'analyses de la charge (naphta lourd) et produit (reformat) du procédé de reforming catalytique……..66

Tableau IV-12 : Résultats en pourcentages massiques d'analyses de catalyseur avant et après régénération……...67

Liste des abréviations

API : American petrolium institute.

ASTM : American society for testing materials.

BSW : Bottom sediment and water

BTX : Benzène, toluène et xylène.

CCR : Continuous catalytic regeneration.

CPP : Centrale de production propre.

CPU : Condensate polishing unity.

C_5^+ : Les pentanes plus comprennent le pentane normal, l'isopentane, les hexanes-plus (essence naturelle) et les condensats.

DCS: Digital control system.

d_{15} : Densité à 15°C.

ECS: Electrical Control System.

ETP : Effuent treatment post.

EAC : Eau d'alimentation de chaudière

GTG: Gas turbine generator.

HGO: High gas-oil.

HC: Hydrocarbure.

IFP : Institut français du pétrole.

IP : Institute of petrolium.

Jet A-1 : Kérosène commercial classe A-1pour avion.

LGO : Low gas-oil.

MON : Indice d'octane en mode moteur.

Moteur CFR : Moteur standard pour mesurer l'indice d'octane fabriqué par Company fuel. Reseach.

NHT : Hydrotraitement du naphta.

nC5 : Normal pentane.

nC6 : Normal hexane.

iC5 : Iso-pentane.

iC6 : Iso-hexane.

Pi : Point initial d'ébullition.

Pf : Point final d'ébullition.

PIONA : Paraffines, iso-paraffines, oléfines, naphtènes et aromatiques.

RA1G : Raffinerie d'Alger.

RCO : Reduced crude oil.

RC : Reflux circulant

RON : Indice d'octane en mode recherche.

RFCC : Residual fluid catalytic cracking.

STG : Steam turbine generator.

SpGr : Specific gravity

TBP : True boiling point.

TK: Tank.

UOP : United oil products.

Vapeur HP : Vapeur haute pression.

Vapeur MP : Vapeur haute pression.

Vapeur BP : Vapeur basse pression.

WHSV : Weight Hourly Space Velocity.

Introduction générale

L'exploitation du pétrole comme source stratégique d'énergie est l'un des piliers de l'économie industrielle mondiale. Cette énergie fossile convoite ardemment la prospérité dans tous les secteurs vitaux de notre ère.

Étant donné que le pétrole brut est un mélange complexe et riche en composés hydrocarbonés, éléments minéraux et autres, le raffinage de ce mélange comprend l'ensemble des procédés ayant trait à obtenir et valoriser ses différentes coupes dont la distillation atmosphérique arrive en tête. [1], [2]

Le naphta total est une coupe pétrolière issue de distillation atmosphérique du pétrole brut, cette coupe représente naturellement 15 à 30% en poids du pétrole. Étant un mélange multiple, le naphta est constitué de molécules d'hydrocarbures ayant 5 à 12 atomes de carbone à savoir ; les paraffines, les iso-paraffines, les oléfines, les naphtènes et les aromatiques. Le naphta contient également de soufre, d'azote, d'oxygène, de l'eau, de sel et un certain nombre de métaux tels que le vanadium, le nickel et le sodium existent aussi. [3]

L'hydrotraitement est un procédé catalytique permettant de traiter et diviser le naphta total en deux fractions exemptes des contaminants : la première fraction appelée le naphta léger étant la charge de l'unité d'isomérisation et la deuxième fraction appelée le naphta lourd étant la charge de l'unité de reforming catalytique. [3], [4]

L'isomérisation et le reforming catalytique sont des procédés incontournables au sein de processus d'industrie pétrolière et pétrochimique. Ces procédés permettent de convertir les coupes pétrolières à faible indice d'octane (40 à 70), en produits à haut indice d'octane au moyen de série de transformations chimiques de ses molécules, tout en utilisant des catalyseurs bimétalliques et bi-fonctionnels constitués d'une fonction métallique tels que le platine, l'étain ou le cobalt et d'une fonction acide principalement l'alumine. La fonction métallique favorable à l'hydrogénation et la déshydrogénation et la fonction acide favorise l'isomérisation et la cyclisation. [5], [6]

L'isomérat est un produit issu du procédé d'isomérisation du naphta léger, composé essentiellement d'iso-paraffines ayant un haut indice d'octane tandis que le reformat est un produit issu du reforming catalytique du naphta lourd, composé d'aromatiques tels que le benzène, le toluène et le xylène étant des produits pétrochimiques ayant un indice d'octane élevé. Ces deux produits sont servis comme bases pour la fabrication des essences sans plomb commerciales et ceci est inscrit dans le cadre des efforts consentis pour éliminer carrément l'usage du plomb dans les carburants afin d'atténuer les effets néfastes de la pollution sur l'environnement. [7]

L'objectif de ce travail, consiste à étudier l'amélioration de l'indice d'octane par deux procédés catalytiques à savoir ; l'isomérisation du naphta léger en présence d'un catalyseur à base de platine extrudé sur l'alumine AXENS_ATIS 2 et le reforming catalytique du naphta lourd avec un catalyseur bimétallique ($Pt\text{-}Sn/Al_2O_3$) de type AXENS_CR 401.

Ce travail comporte une introduction générale en précisant la problématique et l'objectif du sujet traité ainsi quatre chapitres :

- **Le chapitre I** : donne un aperçu général sur la raffinerie d'Alger, son historique, sa situation géographique et ses différentes structures.
- **Le chapitre II :** expose des généralités sur le pétrole brut, sa composition et ses différentes classifications.
- **Le chapitre III :** décrit les quatre procédés du raffinage à savoir : la distillation atmosphérique de pétrole brut et l'hydrotraitement, l'isomérisation et le reforming catalytique du naphta ainsi les différentes méthodes d'analyses caractérisant diverses coupes pétrolières.
- **Le chapitre IV :** présente et discute les résultats d'analyses des quatre unités : l'unité de distillation atmosphérique de pétrole brut, l'unité d'hydrotraitement du naphta total, l'unité d'isomérisation du naphta léger et l'unité du reforming catalytique du naphta lourd.

Ce travail se termine par une conclusion générale ainsi des perspectives envisagées dans le futur.

Chapitre I :

Présentation de la raffinerie d'Alger

I.1.Introduction :

Dans ce chapitre, on va exposer brièvement une présentation générale de la raffinerie d'Alger RA1G, tout en citant son historique, sa situation géographique, et ses différentes installations et ses unités.

I.2.Historique et situation géographique de la raffinerie d'Alger : [8], [9]

La Raffinerie d'Alger est située à Sidi-Arcine près de Baraki à 5 Km d'El Harrach et à 20 Km à l'Est d'Alger, surnommée la doyenne des raffineries Algériennes, elle a été érigée sur une superficie de 182 hectares. Cet emplacement a été fait suite à une étude des sols et à la découverte d'une nappe d'eau qui est nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement.

En outre le choix de la région Algéroise émanait de ce qu'elle se présentait comme un pôle futur en développement industriel, en plus elle a l'avantage d'être le plus grand centre de consommation avec une part de 40% à 50% de la demande intérieure, il apparait clairement que la production à partir d'Alger sera moins que venant des autres Raffineries.

Sa construction et son démarrage ont été effectués par la société française FOSTER WHEELER, et mise en service en 1964 avec :

- Démarrage en février de l'unité de distillation atmosphérique d'une capacité de 2.7 tonnes de brut par an.
- Démarrage en mars de l'unité reforming catalytique.

Une extension a été réalisée pour pouvoir atteindre jusqu'à 3,6 millions de tonnes de traitement de brut par an et satisfaire la demande du marché et l'augmentation de la capacité de réfrigération de certains équipements.



Fig I-1 : Raffinerie d'Alger

I.3.Objectif et capacité de production :

Cette raffinerie a pour objectif de traiter le pétrole brut de HASSI-MESSOUAD seul ou mélangé avec du condensat provenant des champs de HASSI- R'MEL, afin d'obtenir des coupes pétrolières.

La capacité de traitement de la raffinerie d'Alger a augmenté après réhabilitation de 2.7 à 3.5 millions tonnes par an de pétrole brut de Hassi-Messaoud, soit une allure de 10000 tonnes par jour, pour 350 jours de marche.

Le tableau suivant représente les quantités des produits exprimés en tonnes par an.

Tableau I-1 : Production en tonnes par an. [8]

Produit	**Production (tonnes/an)**
Propane	69333
Butane	209667

Naphta	76000
Kérosene	620666
Gasoil	1261667
Fuel oil	60000
Isomérat	364333
Reformat	603333
Essence normal	600000
Essence super	757000
Essence RFCC	376000

I.4.Principales installations de la Raffinerie :

Les principales installations de la Raffinerie d'Alger sont :

I.4.1.Unité de distillation atmosphérique ″Topping″ (U100) : [10]

Destinée à séparer les différents produits pétroliers contenus dans le pétrole brut, c'est l'unité mère de la raffinerie (U 100), elle a été conçue pour traiter soit le brut de Hassi Massaoud seul ou bien en mélange avec des proportions variable n'excédant pas 28% en poids de condensat provenant de Hassi-Rmel.

I.4.2.Unité de séparation des gaz liquéfiés "gaz-plant" (U 300) : [10]

L'unité de séparation et de traitement des gaz liquéfies (U300) a été dimensionnée pour traiter le produit liquide venant des accumulateurs de tête des débutaniseurs de l'unité de distillation et de l'unité de reforming afin d'obtenir du propane et du butane commerciaux. Ces derniers vont traverser des systèmes de purification contenant des tamis moléculaires afin de les débarrasser de toute trace d'humidité et de produits sulfurés

I.4.3.Unité d'hydrotraitement des naphtas NHT (U 500) : [11]

l'unité 500 est une unité d'hydrotraitement des naphtas, permettant d'obtenir différentes coupes de naphta débarrassées de multiples composés tels que l'eau, les halogènes, les sulfures, le nitrogène, les oléfines et dioléfines, le mercure, l'arsenic…etc pouvant altérer l'efficacité des catalyseurs utilisés dans les unités aval d'isomérisation et de reforming CCR

I.4.4.Unité d'isomérisation des naphtas (U 510) : [12]

Cette unité sert à l'isomérisation des naphtas, c'est-à-dire à la transformation des C_5 et C_6 en leurs isomères, afin d'obtenir un produit à haut indice d'octane utilisé dans les sections de mélanges pour obtenir les essences commerciales produites par la raffinerie.

I.4.5.Unité de reforming catalytique CCR (U 520) : [13]

L'unité de Reforming a été installée en remplaçant l'unité de reforming catalytique, car elle permet d'obtenir un meilleur rendement et un produit à indice d'octane élevé. À l'aide d'un catalyseur, cette unité a pour but de produire un naphta à haut indice d'octane, afin de le mélanger et obtenir des essences à fort indice d'octane.

I.4.6.Unité de craquage catalytique RFCC (U 530) : [14]

Cette unité conçue pour traiter un million de tonnes par an à partir du résidu atmosphérique obtenu dans l'unité de distillation atmosphérique (unité 100) à l'aide d'un procédé de craquage catalytique à haute température.

I.4.7.Section sulfure bloc : [15]

Se décompose en quatre unités :

- Unité de traitement des gaz acide (fuel-gaz) à l'amine (U 560).
- Unité de strippage des eaux acide (U 570).
- Unité de régénération de l'amine (U 580).
- Unité de récupération du Soufre (U 590).

I.4.8.Les utilités :

Se composent des unités suivantes :

- **Unité de l'eau brute (U 701)** : [16]

Cette unité reçoit de l'eau brute des puits de forage situés à l'intérieur de la raffinerie et peut également être alimentée en eau de SEAL par un pipeline. L'unité d'eau brute 701 distribue l'eau aux différents utilisateurs de la raffinerie.

- **Les tours de refroidissement (U 710/711) :** [17]

Cette unité fournit de l'eau de refroidissement aux utilisateurs au sein de la raffinerie et elle est alimentée par l'unité d'eau brute 701.

- **Unité d'eau déminéralisée (U 720) :** [18]

Cette unité reçoit de l'eau brute provenant de l'unité d'eau brute 701 située au sein de la raffinerie et traite cette eau pour la convertir en eau déminéralisée.

- **Unité d'eau anti incendie (U 741).**
- **Unité 751 :** [19]

Les systèmes de vapeur et d'eau d'alimentation de chaudière font partie des nouvelles installations pour la raffinerie d'Alger, et sont désignés sous l'appellation d'unité CPP 751 (centrale de production propre, ou centrale électrique dédiée à la production d'électricité pour consommation propre).

Cette unité est conçue pour fournir de la vapeur aux consommateurs dans les installations

des unités de procédés et pour produire une eau d'alimentation de chaudière (EAC) de qualité utilisée en interne par les nouvelles chaudières mais aussi fournie sous forme d'EAC haute pression (HP) à différentes unités de la raffinerie. En outre, le complexe est équipé d'un turbogénérateur à gaz (Gas Turbine Generator, GTG) et d'un turbogénérateur à vapeur (Steam Turbine Generator, STG) raccordés au système de contrôle-commande électrique (Electrical Control System, ECS) et qui couvrent les besoins électriques de l'ensemble de la raffinerie.

- **Unité de production d'air (U 781) :** [20]

L'air comprimé est nécessaire dans la raffinerie pour multiples usages telle que l'air pour le fonctionnement des instruments utilisés dans l'installation ainsi que pour purger certains tableaux de commande.

Et en tant qu'air comprimé pour les robinets d'incendie, pour la régénération catalytique, pour le décokage des fours etc.

- **La torche (U 791) :**

Le système de torchère collecte et élimine en toute sécurité les flux de décharge d'hydrocarbures gazeux de la raffinerie d'Alger ainsi que les liquides entraînés ou condensés à l'intérieur des conduites de la torchère.

- **Unité de production d'azote (U 810) :** [21]

Cette unité consiste en une unité de production d'azote gazeux et liquide avec des installations associées de stockage et de vaporisation de l'azote liquide.

- **Unité de polissage des condensats CPU (U 830)** :

Elle est installée au sein des nouvelles unités de fluides de la raffinerie d'Alger, elle consiste en une installation centralisée de traitement des condensats pollués générés par diverses unités de traitement de la raffinerie, en aval les condensats purifiés provenant de l'unité CPU (U 830) sont renvoyés vers le désaérateur de la nouvelle unité CPP (U 751).

- **Unité de soude caustique et acide chlorhydrique (U 840) :** Le système de soude caustique est prévu pour satisfaire les exigences de la raffinerie.
- **Unité de traitement des effluents (U 850) :** [22]

L'objectif de cette unité est le traitement de toutes les eaux usées générées par l'exploitation de la raffinerie. Les eaux usées sont collectées et traitées dans la nouvelle station de traitement des effluents (ETP).

I.4.9.Parc de stockage : [23]

Composé de 53 réservoirs cylindriques d'une capacité totale de 474500 m^3 pour le stockage des différents produits et 9 réservoirs sphériques d'une capacité de 15106 m^3 pour le stockage du propane et du butane.

Tableau I-2 : Parc de stockage et capacité en m^3. [23]

Produit	**Bac**	**Capacité du bac en m^3**	**Capacité totale en m^3**
Alimentation NHT	A102	10000	20000
	A103	10000	
Gasoil	A201	20000	80000
	A202	20000	
	TK 203	20000	
	TK 204	20000	
Essences sans plomb commerciales	A106	12500	80400
	A105	10000	
	A107	10000	
	C1	2900	
	B2	5000	
	TK 110	10000	
	TK 111	10000	
	TK 112	10000	
Gazoline	A104	10000	17900
	C3	2900	
	B10	5000	
Reformat	C2	2500	10000
	C8	2500	
	B4	5000	
Jet A-1	TK 005	5000	25000
	B6	5000	
	C6	2500	
	B1	5000	
	B7	5000	
	C7	2500	
Rejets station traitement des effluents	B8	5000	5000
Slops	D1	1000	3000
	D2	1000	
	D3	1000	
Pétrole brut	A301	35000	147400
	A302	35000	
	A303	37400	
	TK401	40000	

I.4.10.Laboratoire : [24]

Le laboratoire effectue sur les différents produits intermédiaires ou finis, un certain nombre de testes classiques à fin de contrôler les spécifications des produits pétroliers selon les normes et détecter les anomalies de fonctionnement du process pour optimiser les paramètres.

Le département laboratoire fait partie de la sous-direction technique et il est composé de deux services :

I.4.10.1.Service contrôle :

Comme son nom l'indique, elle est chargée de contrôler la qualité des produits et effectue pour cela différents types d'analyses :

- La distillation permettant de vérifier le point initial et le point final de la coupe pétrolière.
- La mesure de la densité.
- La vérification des points suivantes : congélation, trouble, et point d'éclair du gasoil et du kérosène ou/et jet A1.
- La mesure de la conductibilité de kérosène et/ou jet A1.
- La vérification de la couleur de certains produits.
- La mesure de l'indice des essences à l'aide d'un moteur CFR.

I.4.10.2.Service chimie :

Elle est chargée d'effectuer des analyses qualitatives et quantitatives sur les différents produits finis et sur les eaux de procès.

I.5.Conclusion :

La réhabilitation et l'extension de la raffinerie d'Alger, ont permis non seulement d'augmenter de 35% ses capacités de traitement du pétrole brut, soit une production de 3,6 millions de tonnes par an de différents types d'hydrocarbures raffinés , mais surtout de couvrir 95% à 100% des besoins en carburants de la région centre du pays, ce qui a permis d'économiser environs 2 milliards de dollars d'importations de carburants. Dans le chapitre qui suit on va aborder les différentes généralités sur le pétrole brut comme étant une matière première qui alimente la raffinerie.

Chapitre II :

Généralités sur le pétrole brut

II.1.Introduction :

Le pétrole brut est un fluide constitué principalement d'hydrocarbures, il contient également des composés organiques soufrés, oxygénés et azotés. On le rencontre dans les bassins sédimentaires où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs.

Les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège, la fuite du pétrole moins dense que l'eau est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles).

Depuis sa découverte ainsi que son importance, plusieurs savants se sont penchés sur le problème de l'origine de cette source d'énergie, pour cela de nombreuses théories étaient émises mais seules deux d'entre elles étaient prises en considération.

La première, celle de l'origine minérale défendue autrefois par de notables savants tels que MOISSAN et SABATIER.

Quant à la deuxième, la vraisemblable aujourd'hui, défendue autrefois par ENGLER et HOFER. En effet, ces deux savants ont réussi à obtenir au laboratoire des hydrocarbures à partir des végétaux et des poissons, ce qui a permis d'expliquer l'élaboration des immenses nappes de pétrole.

II.2.Composition des pétroles bruts :

[25]

Le pétrole brut appelé aussi hydrocarbure, selon cette nomenclature, on distingue les deux mots hydrogène et carbone, qui sont les composants essentiels de tous les pétroles bruts ; leurs teneurs sont (83%-87%) pour le carbone et (11%-14%) pour l'hydrogène. Ces deux éléments forment les trois grandes familles des hydrocarbures qui sont :

- Aliphatiques.
- Cycliques.
- Les hydrocarbures mixtes.

Mais on trouve aussi d'autres éléments qui le compose, qui sont plus au moins nocifs dans le traitement de brut ou lors de l'utilisation des fractions pétrolières finies, ces éléments sont : l'oxygène, le soufre, et l'azote (au total jusqu'au 6% à 7%) sous forme de composés.

Aussi on a pu détecter par l'analyse des cendres du pétrole la présence d'autres composés tels que Cl, I, P, As, Si, Na, Fer.

II.2.1.Les principales familles d'hydrocarbures :

a) Hydrocarbures aliphatiques :

Ce sont les hydrocarbures paraffiniques, oléfiniques et acétyléniques à chaîne ouverte :

- **Saturés** : Ce sont les alcanes C_nH_{2n+2} qui sont soit à structure normale, soit ramifiée (isomérisé). Les pétroles paraffiniques contiennent environ 50% de paraffine.
- **Non saturés** : Ils n'existent pas dans le brut, ils sont formés pendant le traitement du pétrole par les procédés de craquage thermique ou thermocatalytique. Ces coupes non saturées sont appelées les oléfines dont la formule générale est C_nH_{2n} pour les alcènes et C_nH_{2n-2} pour les alcynes.

b) Hydrocarbures cycliques : Généralement le cycle comprend 05 ou 06 atomes de carbone.

- **Saturés** : Ce sont-les hydrocarbures naphténiques ayant la formule C_nH_{2n}.

Ex : **C_6H_{12}** ou **C_5H_{10}**



(a) (b)

Fig II-1 : (a) structure de cyclohexane et (b) structure de cyclopentane.

Ils sont divisés en naphténiques monocyclique, bicyclique et polycyclique.

- **Non saturés** : Ce sont les aromatiques dont la formule chimique est C_nH_{2n-6}.

Ex : le benzène C_6H_6

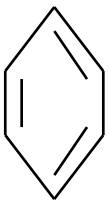
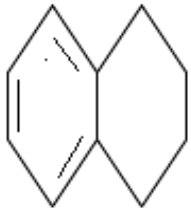


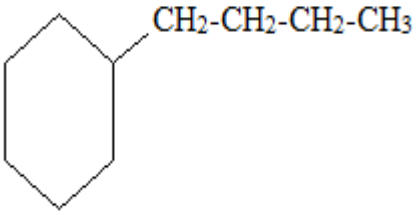
Fig II-2 : Structure de benzène.

Les aromatiques se présentent dans le pétrole sous forme de BTX (Benzène, Toluène, Xylène), naphtalène, anthracène, pyrène, etc.

c) Les hydrocarbures mixtes : L'union des hydrocarbures cycliques et aliphatiques donne des molécules mixtes (cycle+chaîne). Les propriétés de ces molécules mixtes sont en fonction de l'importance du cycle ou des chaînes dans la structure.



(a)



(b)

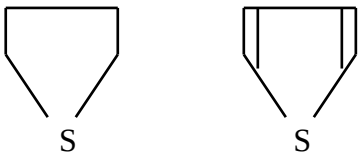
Fig II-3 : (a) structure de tétraline, (b) structure de butyle cyclohexane

II.2.2.Les différents composés contenus dans le pétrole brut : [26]

a) Composés sulfurés : pratiquement tous les pétroles contiennent du soufre et la teneur de ce dernier augmente avec l'augmentation de la température d'ébullition de la fraction pétrolière.

Ces composés sulfurés sont divisés en 03 groupes

- **Le premier groupe :** comprend H_2S et R-SH (mercaptans) qui ont des propriétés acides, corrosive et odeur désagréable.
- **Le deuxième groupe :** renferme les sulfures R-S-R' et disulfures R-S-S-R' qui sont neutres à froid et instables à une température élevée entre 130 à 160ºC pour donner les mercaptans et H_2S.
- **Le troisième groupe :** renferme les composés hétérocycliques, à savoir thiophène et thiophane **,** instables à température élevée de l'ordre de 500 à 600ºC pour donner les mercaptans et H_2S.

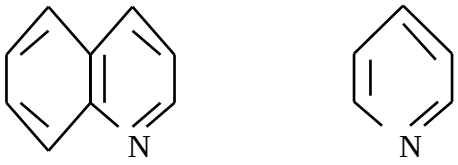


(a) (b)

Fig II-4 : (a) structure de thiophane, (b) structure de thiophène.

Les composés sulfurés sont indésirables par ce qu'ils diminuent le nombre d'octane de l'essence, en agissant sur l'efficacité de l'action des additifs antidétonants tels que le P.T.E (Plomb-tétraéthyle).Ces composés empoisonnent aussi les catalyseurs des procédés catalytiques.

b) Les composés azotés : La teneur de l'azote varie de 0.02 à 2.5%, elle augmente avec l'augmentation de la température d'ébullition des fractions, on le retrouve sous forme de quinoléine et pyridine.



(a) (b)

Fig II-5 : (a) Structure de quinoléine, (b) Structure de pyridine.

Tous les composés azotés sont des poisons pour les catalyseurs.

c) Les composés oxygénés : Dans le pétrole se trouve une petite quantité d'oxygène, dans les acides naphteiques, les phénols et les gommes.

Ex : $C_nH_{2n-1}COOH$

d) Les composés métalliques : Ils existent sous forme de sels dissous dans l'eau mélangée avec le pétrole brut. Les métaux sont des poisons permanents pour les catalyseurs industriels. Pour ces composés on trouve le plomb, As, P, V, Hg, etc.

II.3.Classifications des pétroles : [27]

À la découverte d'un gisement du pétrole, ce dernier subit une série d'analyses permettant sa classification, cette classification est d'une extrême importance car elle nous permet de connaître les méthodes appropriées de son traitement, l'assortiment et les qualités des produits à obtenir. On distingue trois types de classification :

II.3.1.Classification Industrielle :

Selon cette classification, on peut distinguer :

- Un pétrole est léger si $\mathbf{d_{15} < 0,828.}$
- Un pétrole est moyen si $\mathbf{0,828 < d_{15} < 0,884.}$
- Un pétrole est lourd si $\mathbf{d_{15} > 0,884.}$

a) Comme règle générale :

Un pétrole brut léger contient une quantité relativement importante de fractions légères (essence, kérosène, gas-oil léger) et de paraffines mais il y a peu de souffre et de gommes.

L'indice d'octane de l'essence est faible alors que les huiles lubrifiantes obtenues sont de bonne qualité (indice de viscosité élevé).

b) D'habitude :

Les pétroles lourds sont les pétroles aromatiques qui contiennent peu d'essence mais leur indice d'octane est élevé ainsi que leur teneur en gommes. Ce pétrole peut donner un grand rendement de coke et des bitumes de bonne qualité. Cette classification qui ne tient compte que de la densité d_{15} reste incomplète.

II.3.2.Classification Chimique :

En fonction de la prédominance d'une ou plusieurs familles des hydrocarbures, on peut distinguer les pétroles suivants :

a) Un pétrole paraffiniques (Etats Unis).

b) Un pétrole naphténiques (Rép d'Azerbaïdjan).

c) Un pétrole paraffino-naphténique (Algérie).

d) Un pétrole aromatique (Indonésie).

e) Un pétrole naphténo-aromatique (Californie).

f) Un pétrole paraffino-naphtino-aromatique (mixte).

La classification chimique ne reflète pas la vraie nature du pétrole car la répartition des légers dans les fractions est différente aussi les fractions lourdes contiennent des hydrocarbures mixtes et donc cette classification ne peut pas nous renseigner complètement sur la quantité et la qualité des produits à obtenir.

Actuellement, la méthode la plus complète, et donc la plus utilisée reste la méthode technologique.

II.3.3.Classification Technologique :

Elle est basée sur :

a) La teneur en soufre dans le pétrole et dans les fractions pétrolières :

- ✓ **Classe 1 :** Pétrole peu sulfureux **$S \leq 0,5\%$**.
- ✓ **Classe 2 :** Pétrole sulfureux **$0,5 < S \leq 2\%$**.
- ✓ Classe 3 : Pétrole très sulfureux **$S > 2\%$**.

b) La teneur potentielle en produits clairs (PF ≤ 350°C) :

On distingue trois types de pétrole :

- ✓ **Type 1 :** teneur ≥ 45%.
- ✓ **Type 2 :** teneur 30 à 45%.
- ✓ **Type 3 :** teneur ≤ 30%.

c) La teneur en huiles de base et leurs qualités :

En fonction de la teneur en huiles de base et d'huile résiduelle, on distingue les groupes et en fonction de leurs qualités (indice de viscosité), on distingue les sous-groupes :

d) La teneur en paraffines dans le pétrole :

En fonction de la teneur en paraffines et de la possibilité de la fabrication des carburéacteurs et des carburants diesel et des huiles de distillat de base à partir du pétrole brut, avec ou sans déparaffinage, on distingue trois espèces de pétrole :

- ✓ Pétrole peu paraffiniques **≤ 1,5%**.
- ✓ Pétrole paraffiniques **1,5 à 6%**.
- ✓ Pétrole très paraffiniques **> 6%.**

II.4.Conclusion :

Mélange de milliers d'hydrocarbures, de résidus solides et de l'eau, le pétrole brut doit être traité par une série d'opérations et de procédés pour en débarrasser ses impuretés et en extraire le maximum de produits utiles. Comme nous allons l'entamer dans le chapitre III, la distillation atmosphérique vient en tête comme une étape primordiale pour séparer et produire des différentes fractions pétrolière notamment le naphta total que nous allons augmenter son indice d'octane en l'envoyant comme une charge à l'unité d'hydrotraitement pour le traiter et le diviser en deux produits ; le premier est le naphta léger qui va alimenter l'unité d'isomérisation et le deuxième est le naphta lourd qui va également alimenter l'unité de reforming catalytique.

Chapitre III
Procédés et Méthodes d’analyses

III.1.Introduction :

Nous allons suivre dans ce chapitre, une description de série des procédés de raffinage du pétrole brut, tout en commençant par la séparation primaire de pétrole au procédé de distillation atmosphérique afin d'obtenir plusieurs fractions pétrolières dont le naphta total.

Dans le but de valoriser le naphta total issu de distillation atmosphérique, on procède à améliorer de son indice d'octane déjà faible (inférieur à 70 de RON). Cependant, on va d'abord acheminer ce naphta au procédé d'hydrotraitement pour le traiter et le séparer en deux produits :

- Le naphta léger qui va également alimenter le procédé d'isomérisation pour fabriquer l'isomérat ;
- Et le naphta lourd qui va aussi alimenter le procédé du reforming catalytique pour fabriquer le reformat.

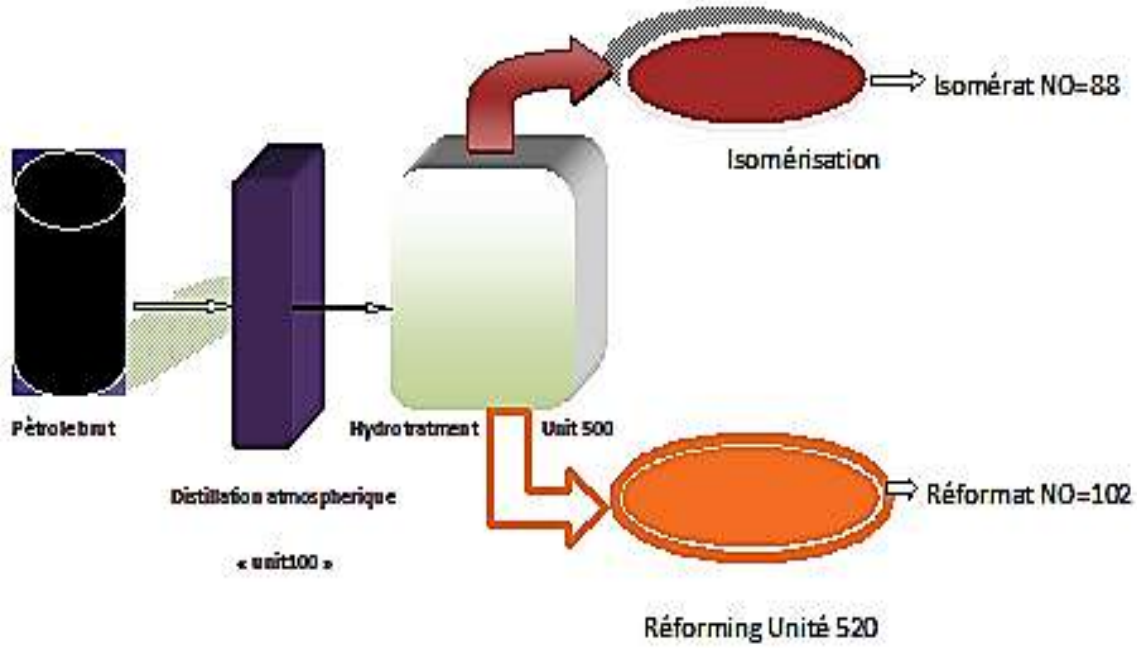


Fig III-1 : Schéma général des procédés de fabrication d'isomérat et de reformat.

III.2.Unité de distillation atmosphérique ADU U100 : [10] (Voir annexe 1)

Les installations principales dans la limite de zone de l'unité incluent le train de préchauffage section I, le dessaleur, le train de préchauffage section II, le ballon de pré-vaporisation, le train de préchauffage section III, la section de pré-vaporisation, le train de préchauffage section IV, le réchauffeur atmosphérique, la colonne atmosphérique, le circuit de tête de la colonne atmosphérique, la rectification de la colonne atmosphérique, le stabilisateur de naphta et le système de vide.

III.2.1.Charge (pétrole brut) et train de préchauffage I :

Le pétrole brut provenant d'un réservoir de stockage (A 301/ 302/303), est parvenu aux aspirations des pompes de la charge de brut 100-P-101 A/B/C/D à la pression atmosphérique et à la température ambiante puis il est envoyé au dessaleur 100-M-101 à travers le train de préchauffage du brut I qui désigne la section avant le dessaleur. Il se compose d'échangeurs 100-E-501 A/B brut/vapeurs de tête de la colonne 100-C-501 et d'échangeurs 100-E-101 A-B-C-D-E-F brut/reflux circulant haut. Le flux de brut se trouvant coté tubes, est préchauffé jusqu'à une température de 100-105°C.

III.2.2.Dessaleur100-M-101 :

Ce ballon a pour but d'enlever des sels et de l'eau du pétrole brut jusqu'au niveau souhaité et il est conçu pour traiter une teneur en sels de 72 ppm massique en amont avec un rendement de 95% d'élimination des chlorures solubles dans l'eau de afin d'obtenir 3,6 ppm massique de sel en aval. Le principe de l'opération de dessalage nécessite de mélanger l'eau et le brut préchauffés dans un robinet mélangeur et en tirer le maximum des impuretés. Le mélange eau/brut est ensuite décomposé par coalescence dans un champ électrique haute tension. Par conséquent, le pétrole brut dessalé flotte sur le haut du dessaleur tandis que l'eau salée décante vers le fond et on injecte un désémulsifiant pour améliorer le rendement.

III.2.3.Train de préchauffage du brut II :

Ce train comprend la section entre le dessaleur et le ballon de pré-vaporisation 100-D-102 ; il est composé des échangeurs 100-E-102 A/B/C brut/reflux intermédiaire et le flux de brut étant côté tubes, sera à 133°C à la sortie du train.

III.2.4.Ballon de pré-vaporisation 100-D-102 :

Ce ballon étant en position verticale, fonctionne à une pression fixe de 3,8 kg/cm^2 et la phase liquide séparée est envoyée par pompes 100-P-152 A/B au train de préchauffage de brut III.

III.2.5.Train de préchauffage du brut III :

Il comprend la section entre le ballon de pré-vaporisation 100-D-102 et la colonne de pré-vaporisation 100-C-501. Le brut est équitablement divisé en deux trains parallèles d'échangeurs et se trouvant toujours côté tube ; une partie comprend le préchauffage par le kérosène II dans l'échangeur 100-E-103 brut/kérosène II ; la deuxième partie consiste au préchauffage par l'échangeur 100-E-104 brut/gazole lourd. Le brut est ensuite mélangé et à nouveau divisé en deux trains parallèles d'échangeurs ; une partie comprend l'échangeur 100-E-106 brut/reflux bas ; l'autre partie comprend l'échangeur 100-E-105A/B brut/gazole

léger et l'échangeur 100-E-107 A/B brut/pétrole brut réduit (RCO). Ensuite Le brut préchauffé sera dirigé vers la colonne de pré-vaporisation 100-C-501 à une température combinée d'environs 184°C à 185°C.

III.2.6.Section de pré-vaporisation :

Le brut chauffé et partiellement vaporisé et les vapeurs provenant du ballon 100-D-102 se rejoignent et pénètrent tous les deux au-dessus du plateau 6 de la colonne de pré-vaporisation 100-C-501 ayant 20 plateaux.

III.2.7.Circuit de tête de la colonne de pré-vaporisation 100-C-501 :

Le système de tête de la colonne de pré-vaporisation 100-C-501 comprend deux échangeurs 100-E-501 A/B brut/vapeurs de tête, un aéro-réfrigérant 100-EA-501 et un ballon de reflux 100-D-501. Les hydrocarbures totaux provenant de ce ballon sont envoyés vers la colonne de débutanisation 100-C-104 où le GPL et le naphta non stabilisé sont récupérés.

III.2.8.Train de préchauffage du brut IV :

Le fond de colonne 100-C-501 est envoyé par les pompes 100-P-502 A/B à ce train désignant la section de préchauffage entre la colonne 100-C-501 et le réchauffeur atmosphérique 100-F-501. Le préchauffage de brut est d'abord accompli par l'échangeur 100-E-502 brut pré-vaporisé/gazole léger rectifié suivi par les échangeurs 100-E-503 A/B brut pré-vaporisé/reflux bas puis par les échangeurs 100-E-504 A/B brut pré-vaporisé/RCO, le brut étant préchauffé côté tube. La température du brut provenant du train de préchauffage IV est d'environ 213°C à 221°C.

III.2.9.Réchauffeur atmosphérique 100-F-501 :

Le brut préchauffé est encore chauffé et partiellement vaporisé dans le réchauffeur atmosphérique 100-F-501 afin d'atteindre 346°C à 352°C. La vapeur BP (basse pression) sera surchauffée dans la section de convection qui sera utilisée comme vapeur de distillation dans la colonne de distillation atmosphérique 100-C-101 et le rectificateur de gazole léger 100-C-102 C et le rectificateur de gazole lourd 100-C-103 C.

III.2.10.Colonne atmosphérique100-C-101 :

Le brut chauffé et partiellement vaporisé provenant du réchauffeur 100-F-501 pénètre dans la colonne atmosphérique 100-C-101 dans la zone de détente au-dessus du plateau 6. Cette colonne possède 49 plateaux dont 6 se trouvent dans la section de distillation inférieure de la colonne et possède également trois reflux circulants pour la récupération de chaleur, à savoir le reflux haut, le reflux intermédiaire et le reflux bas. La vapeur BP surchauffée provenant de 100-F-501 est utilisée comme vapeur de distillation. Le résidu

atmosphérique RCO (reduced crude oil) provenant du fond est acheminé comme alimentation chaude du craquage catalytique des fluides résiduels ou du stockage après son refroidissement. La pression d'exploitation est 0,9 kg/cm^2 en haut et 1,4 kg/cm^2 en bas. La température d'exploitation est de 143 à 144°C en haut et de 329 à 339°C en bas.

III.2.11.Circuit de tête de la colonne atmosphérique 100-C-101 :

Le système de tête de la colonne atmosphérique comprend un aéro-réfrigérant 100-EA-102 et un ballon accumulateur/séparateur 100-D-101 dont les hydrocarbures totaux provenant de celui-ci sont envoyés par les pompes 100-P-158 A/B puis mélangés avec le naphta stabilisé provenant de la colonne de débutanisation 100-C104 avant d'être refroidis et envoyés vers le NHT ou le stockage.

III.2.12.Rectification et refroidissement des produits de la colonne 100-C-101 :

Un épuisement des produits issus de la colonne atmosphérique 100-C-101 est nécessaire pour les quatre soutirages latéraux, à savoir le kérosène I, le kérosène II, le gazole léger et le gazole lourd. Des strippers et des sécheurs sous vide sont empilés dans deux colonnes :

- Le kérosène I est soutiré du plateau n°38 de la colonne atmosphérique 100-C-101 et introduit en haut du stripper 100-C-103A à 8 plateaux et muni d'un réchauffeur de rectification 100-E-110 dont le RCO chaud est utilisé comme moyen de chauffage. Ensuite le kérosène I rectifié sera envoyé par pompes 100-P-106 A/B à l'aéro-réfrigérant 100-EA-103 puis passe au refroidisseur 100-E-112. Le kérosène I sera par la suite mélangé au kérosène II.

- Le kérosène II est soutiré du plateau n°26 de la colonne atmosphérique 100-C-101 et introduit en haut du stripper 100-C-102A à 8 plateaux aussi et doté d'un réchauffeur 100-E-117 employant le RCO comme moyen de chauffage. Le kérosène II rectifié est acheminé par des pompes 100-P-107 A/B vers l'échangeur brut/kérosène II 100-E-103 puis il sera refroidi aux aéro-réfrigérants 100-EA-104 et au refroidisseur 100-E-113. Après le kérosène II sera mélangé au kérosène I et dirigé vers la section de traitement du kérosène afin de répondre aux spécifications mercaptan/eau et de neutraliser les acides naphténiques.

- Le gazole léger est soutiré du plateau n°18 de la colonne atmosphérique 100-C-101 et alimente le plateau supérieur du stripper 100-C-102 C à 5 plateaux tandis que la vapeur BP surchauffée est injectée sous le plateau n°1 au bas de ce même stripper. Le gazole léger rectifié sera divisé en deux flux pour être refroidi ; l'un dirigé vers les échangeurs brut/gazole léger 100-E-105 A/B et l'autre vers les échangeurs brut pré-vaporisé/gazole léger rectifié 100-E-502. Les deux flux seront mélangés ensuite alimenteront le plateau

supérieur de la colonne de séchage 100-C-102B. Ce sécheur est une colonne sous vide possédant 2 plateaux et elle est conçue pour éliminer l'humidité et les hydrocarbures légers. Le gazole léger rectifié est refroidi dans l'échangeur naphta non-stabilisé/gazole léger 100-E-120 puis dans l'aéro-réfrigérant 100-EA-105 ensuite dans le refroidisseur 100-E-158. Enfin il sera envoyé par pompes 100-P-157 A/B au stockage.

- Le gazole lourd est soutiré du plateau n°11 de la colonne atmosphérique 100-C-101 et introduit au plateau supérieur du stripper 100-C-103C à 5 plateaux aussi. La vapeur BP surchauffée est injectée sous le plateau n°1 au bas du stripper. Une partie du gazole lourd rectifié peut être envoyée sur le plateau n°10 (zone de lavage) de la colonne atmosphérique pour contrôler les fractions lourdes entraînées dans le gazole léger/gazole lourd. Le gazole lourd rectifié est entrainé par des pompes 100-P-159 A/B puis refroidi dans l'échangeur brut/gazole lourd 100-E-104 ensuite il alimente le plateau supérieur du sécheur à 2 plateaux 100-C-103B étant destiné à éliminer l'humidité et les hydrocarbures légers. Les vapeurs de tête des deux sécheurs 100-C-102C et 100-C-103B sont condensées dans le refroidisseur 100-E-111 et le flux combiné est dirigé vers le collecteur de condensats 100-D-105 étant relié au système d'éjecteur de vide à deux étages 100-M-154 afin de créer un vide de 125 mm Hg absolu cependant une petite quantité d'eau acide provenant du 100-D-105 est drainée vers l'égout et les hydrocarbures sont envoyés par pompes 100-P-116 A/B vers le ballon de pré-vaporisation 100-D-102. Enfin Le gazole lourd séché est refoulé par pompes100-P-109 A/B puis mélangé au RCO.

- Le pétrole brut réduit ou le résidu atmosphérique RCO provenant de la section de rectification de la colonne 100-C-101 est soutiré par pompes 100-P-170 A/B/C. Une partie de RCO chaud est utilisée comme charge pour le réchauffeur 100-E-110 et une autre est utilisée comme charge pour le réchauffeur 100-E-117 et la troisième est envoyée vers les échangeurs brut/RCO 100-E-107 A/B et brut pré-vaporisé/RCO 100-E-504 A/B. Le RCO est ensuite mélangé au gazole lourd sont refroidis dans des aéro-réfrigérants 100-EA-107 A/B. Enfin le flux combiné de RCO et de gazole lourd seront envoyés en deux parties, l'une vers l'unité de craquage catalytique des fluides résiduels à 157°C et l'autre vers le stockage à 85°C.

III.2.13.Reflux circulants RC de la colonne 100-C-101 :

Cette colonne dispose de trois reflux circulants afin d'optimiser la circulation interne vapeur-liquide et la récupération de chaleur.

- **Reflux circulant haut :**

Le reflux circulant haut est soutiré du plateau n°45 et envoyé vers les échangeurs brut/reflux haut 100-E-101 A-F pour récupération de chaleur avant d'être pris par pompes 100-P-153 A/B. Il est ensuite refroidi par un refroidisseur à air 100-EA-101 afin d'atteindre la température de retour souhaitée pour le reflux circulant, puis dirigé vers le plateau n°49.

- **Reflux circulant intermédiaire :**

Le reflux circulant intermédiaire est soutiré du plateau n°34 et envoyé vers les échangeurs brut/RC intermédiaire 100-E-102 A/B/C pour récupération de chaleur avant d'être envoyé par pompes 100-P-154/100-P-104B sur le plateau n°36.

- **Reflux circulant bas :**

Le reflux circulant bas est soutiré du plateau n°18 puis divisé en trois flux pour récupération de chaleur avant d'être renvoyé sur plateau n°20 par pompes 100-P-105 A/100-P-155 B :

* Un premier flux est envoyé vers le réchauffeur de débutanisation 100-E-121A/B.
* Un deuxième flux est envoyé vers l'échangeur brut/RC bas 100-E-106.
* Un troisième flux est envoyé vers l'échangeur brut/RC bas 100-E-503A/B.

III.2.14.Colonne de débutanisation/stabilisation de naphta 100-C-104 :

Le naphta non stabilisé du ballon de tête de la colonne de pré-vaporisation 100-D-501 est envoyé par pompes 100-P-501 A/B vers la colonne 100-C-104 en passant par les échangeurs 100-E-119 et 100-E-120. La colonne 100-C-104 possède 39 plateaux avec une alimentation sur les plateaux n°20/n°24/n°25 et possède également un réchauffeur thermosiphon 100-E-121 A/B chauffé par le RC bas.

Les vapeurs de tête sont condensés dans les refroidisseurs 100-EA-108 A/B avant d'être dirigés vers le ballon de reflux 100-D-103. Le GPL de 100-D-103 est envoyé par pompes 100-P-119 A/B vers l'unité gas-plant U300 via le refroidisseur 100-E-123. Un reflux du débutaniseur 100-C-104 est assuré par pompes 100-P-113 A/B vers le plateau n°39. Le naphta stabilisé du fond de la colonne 100-C-104 est soutiré et refroidi dans les échangeurs naphta non stabilisé/naphta stabilisé 100-E-119, puis mélangé avec le naphta lourd provenant de l'accumulateur de tête de la colonne atmosphérique 100-D-101. Le mélange du naphta total est encore refroidi dans l'aéroréfrigérant 100-EA-151 et le refroidisseur 100-E-163 jusqu'à une température de 38°C et enfin acheminé vers :

- Le ballon tampon 500-D-001 de l'unité NHT U500.
- Les bacs de stockage A102 et A103.

III.2.15.Section de traitement du kérosène :

La section de traitement du kérosène comprend deux unités similaires de capacités différentes (40 m3/h et 60 m^3/h) et est conçue pour éliminer les mercaptans afin de répondre aux spécifications du carburant pour avion à réaction. Le caustique est mélangé au kérosène et est envoyé vers le précipitateur 100-D-109 A/B où le caustique est séparé sous un champ électrique fort.

III.2.16.Spécifications des produits et paramètres d'exploitation :

Les fractions suivantes sont produites dans l'unité de distillation atmosphérique :

- Fractions légères (effluent gazeux et GPL) pour l'alimentation de gas-plant U300.
- Naphta total pour l'alimentation de l'unité d'hydrotraitement du naphta NHT.
- Kérosène pour stockage.
- Gazole léger pour stockage.
- Gazole lourd et résidu atmosphérique pour l'alimentation du craquage catalytique des fluides résiduels.

Tableau III-1 : Points de fractionnement des produits de distillation atmosphérique. [10]

Produit	Points de fractionnement TBP
Naphta stabilisé	35 –140 °C
Kérosène I	140 – 165 °C
Kérosène II	165 – 240 °C
Gazole léger	240 – 345 °C
Gazole lourd	345 – 365 °C
Résidu atmosphérique	365 + °C

Tableau III-2 : Paramètres d'exploitation du procédé de distillation atmosphérique. [10]

Équipement	Condition d'exploitation
Pression de sortie 100-M-101	9,5 kg/cm²
Température d'exploitation 100-M-101	101°C
Pression d'exploitation 100-D-102	3,8 kg/cm²
Température d'exploitation 100-D-102	128°C/129°C
Pression d'exploitation 100-C-501	Haut : 3,3 kg/cm^2, bas : 3,5 kg/cm^2
Température d'exploitation 100-C-501	Haut : 122/130°C / bas : 163/167°C
Température d'exploitation 100-F-501	346/352°C
Pression d'exploitation 100-C-101	Haut : 0,9 kg/cm^2, bas : 1,4 kg/cm^2
Température d'exploitation 100-C-101	Haut : 144/143 °C, bas : 329/339°C
Pression d'exploitation 100-C-104	Haut : 13,3 kg/cm^2, bas : 13,7 kg/cm^2
Température d'exploitation 100-C-104	Haut : 81/87 °C, bas : 179/191°C

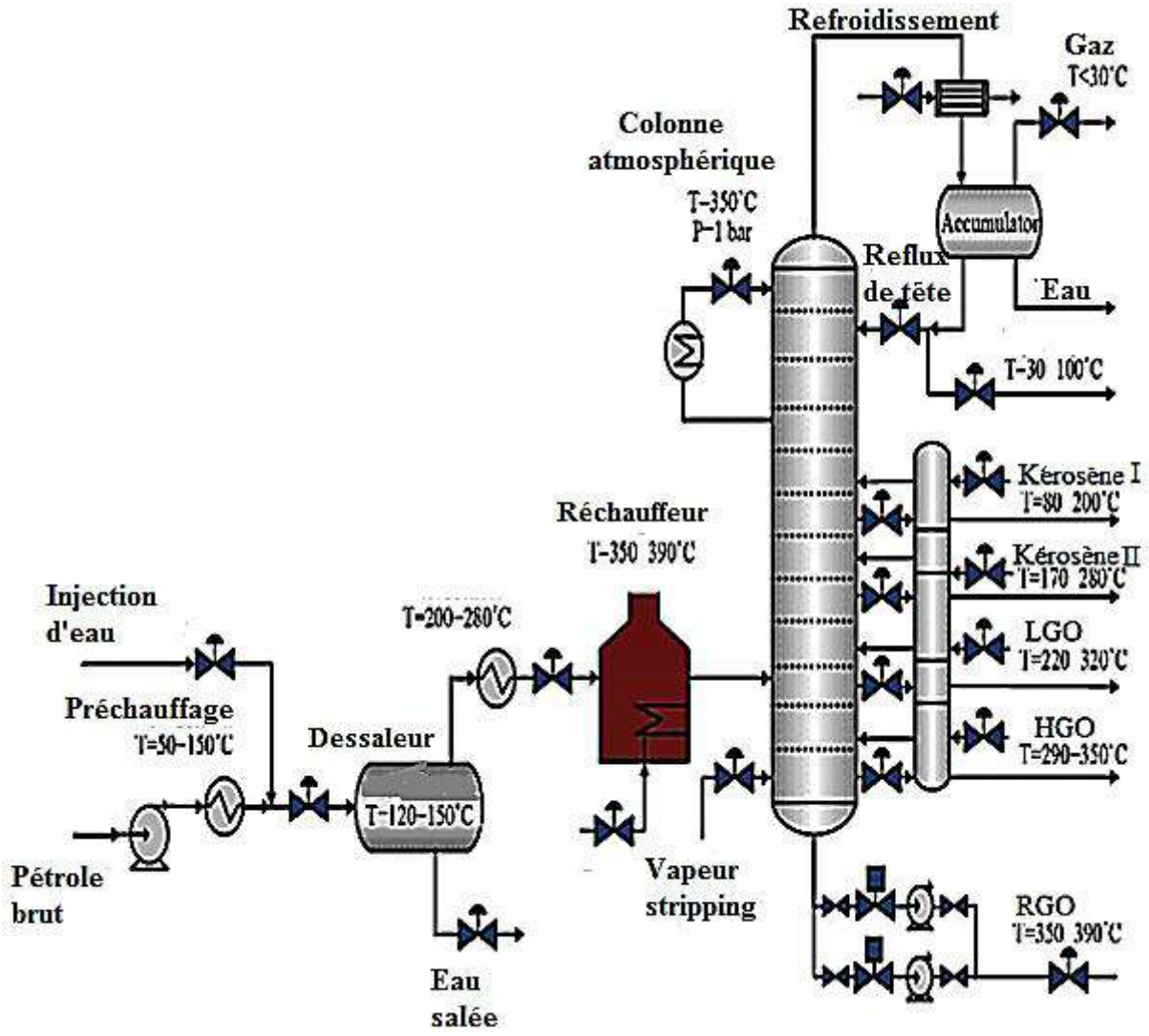


Fig III-2 : Schéma général de l'unité de distillation atmosphérique.

III.3.Unité d'hydrotraitement du naphta (unité 500) : [11]

Ce procédé comprend trois opérations subséquentes :

- Traitement du naphta dans un réacteur adiabatique sur un lit fixe de catalyseur bimétallique dans un environnement d'hydrogène. Une température modérément élevée dans la gamme de 290-310°C est nécessaire pour accélérer les réactions chimiques (section de réaction).
- Stripping du naphta hydrotraité brut pour éliminer des fractions légères, des produits gazeux y compris l'H_2S et de l'eau (section de stripper).
- Séparation entre le Naphta léger et le Naphta lourd (Section de splitter)

III.3.1.La charge de l'unité :

La charge est en fonctionnement normal composée du naphta léger récupéré au fond de la colonne de stabilisation et du naphta lourd soutiré de la colonne de la distillation 100-C-101.

Cette charge est envoyée depuis les bacs de stockage A102 et A103 ou directement depuis l'unité 100 vers le ballon 500-D-001 et à partir ce ballon, Le naphta est repris par pompes 500-MP-001 A/B vers la section réactionnelle et avant d'entrer dans le circuit de réaction, le naphta est mélangé avec le gaz de recyclage riche en H2 venant de refoulement du compresseur 500-KM-001 A/B.

Le mélange naphta/H_2 est ensuite préchauffé dans les échangeurs 500-E-001 A à F (charge effluents) et porté à la température de réaction par l'intermédiaire du four 500-F-001 avant son entrée dans le réacteur 500-R-001.

III.3.2.Réactions chimiques :

Le prétraitement catalytique accomplit plusieurs réactions afin de préparer le changement du naphta pour les unités en aval et l'objectif principal est d'éliminer le soufre dont les réactions de dénitrification, de désoxygénation et de saturation des oléfines se produisent simultanément.

III.3.2.1.Réactions d'hydroraffinage :

a) Désulfuration :

Dans le naphta, les principaux composés du soufre comprennent les mercaptans, les sulfures aliphatiques, les disulfures aliphatiques et les sulfures cycliques d'anneau à cinq et six membres. Les thiophènes se trouvent typiquement dans les naphtas craqués plus lourds, mais ne sont pas généralement présents dans les naphtas directs. Sous les conditions du réacteur, ces composés du soufre réagissent facilement pour produire le composé saturé correspondant, en libérant le H_2S.

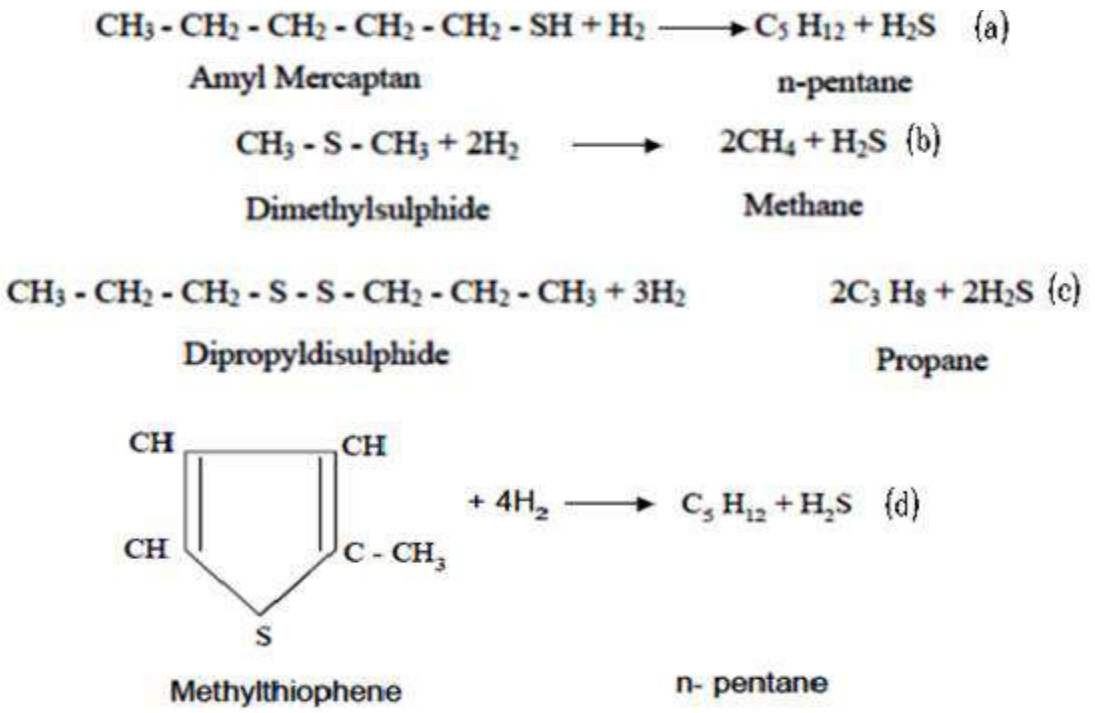
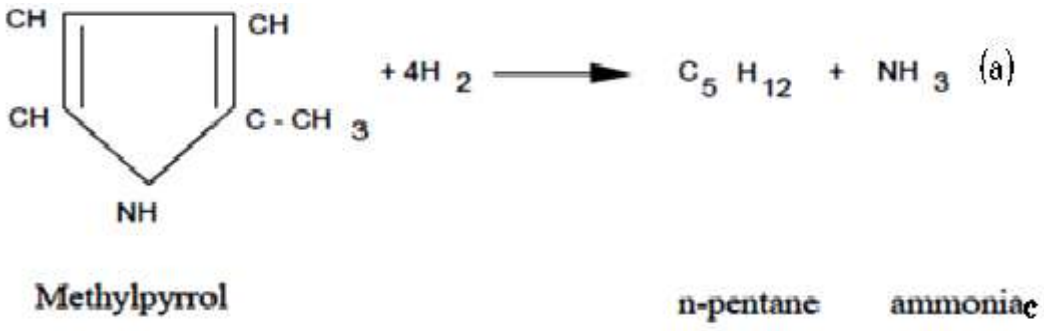


Fig III-3 : Désulfuration de (a) amyl mercaptan, (b) diméthyle sulfure, (c) dipropyle disulfure, (d) méthyle thiophène.

b) La dénitrification (ou dénitrogénation) :

L'azote est éliminé dans l'hydrotraitement catalytique par la rupture de la liaison C-N qui produit l'aliphatique et l'ammoniac et la rupture de la liaison C-N est beaucoup plus difficile que celle de C-S.

Par conséquent, la dénitrification se produit dans une mesure beaucoup moins grande que la désulfuration. L'azote n'est généralement pas un problème important dans le naphta de première distillation, si c'est le cas un catalyseur nickel-molybdène aux conditions d'hydrotraitement de haute sévérité serait nécessaire. Les composés de l'azote généralement trouvés dans les naphtas directs sont le méthyle pyrrole et la pyridine.



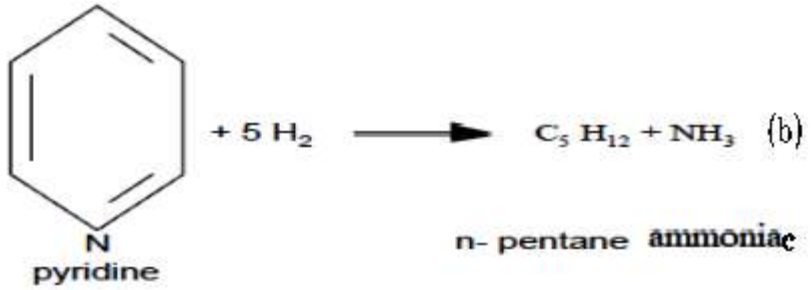


Fig III-4 : (a) dénitrification de méthyle pyrrole, (b) dénitrification de pyridine.

c) La désoxygénation : D'une manière similaire à la dénitrification, les réactions de désoxygénation sont beaucoup plus difficiles que la désulfuration. Les contaminants oxygénés ne sont pas un problème important dans le naphta de première distillation, mais plus dominant dans les naphtas craqués et synthétiques. Dans les réactions de désoxygénation, la liaison C-O est cassée etl'aliphatique ou l'aromatique correspondant est formé ensemble avec de l'eau.

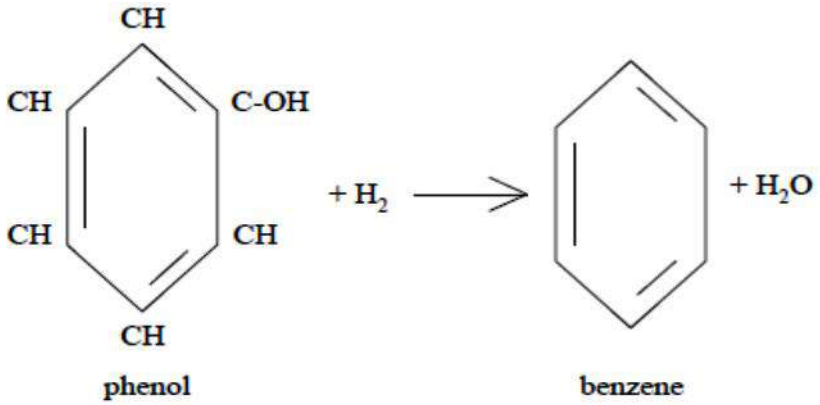


Fig III-5 : Désoxygénation de phénol.

III.3.2.2.Réactions d'hydrogénation :

L'hydrogénation ou la saturation des oléfines est l'addition d'hydrogène à des hydrocarbures non-saturés afin de fabriquer des produits saturés. Des hydrocarbures oléfiniques ne sont pas normalement présents dans les naphtas directs, mais ils peuvent se trouver en concentrations élevées dans les naphtas craqués. La réaction de saturation des oléfines est hautement exothermique et continue et relativement rapide (dans la partie supérieure du lit de catalyseur). Les mono-oléfines à chaîne droite sont faciles à hydrogéner, tandis que les dioléfines cycliques ramifiées, comme le méthyle cyclopentadiène, sont un peu plus difficiles. Les cycles aromatiques ne sont pas hydrogénés sauf sous conditions d'hydrotraitement les plus sévères, lorsque l'hydrogénation mineure peut se produire. Les réactions typiques d'hydrogénation des oléfines sont :

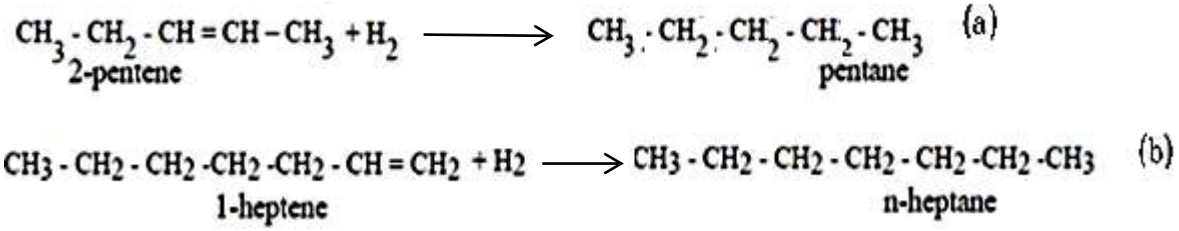


Fig III-6 : Hydrogénation de : (a) 2-pentene, (b) 1-héptene.

Les réactions d'hydrogénation des oléfines sont exothermiques (autour de 30 kcal/mole).

III.3.3.Description du procédé d'hydrotraitement : (voir l'annexe 2)

III.3.3.1.Section de réaction :

La charge est introduite dans le réacteur 500-R-001 sur un lit catalytique, cette opération permet de transformer les impuretés soufrées et nitrées en H_2S et NH_3 ; cette charge permet aussi d'hydrogéner les oléfines et dioléfines pour les transformer en paraffines. Cette réaction est exothermique mais les quantités de chaleur sont faibles tout comme les quantités de matière des produits.

L'effluent principal du réacteur contient en sortie le naphta ayant subi l'hydrotraitement, du gaz riche en hydrogène, puis les produits H_2S et NH_3, l'effluent du réacteur partiellement condensé dans les échangeurs 500-E-001 A/B/C/D/E/F (coté tube) passe ensuite dans l'aéroréfrigerant 500-EA-001. Les phases vapeur et liquide en sortant sont séparées dans le ballon séparateur 500-D-002. La majeure quantité de la phase vapeur est utilisée par le compresseur 500-KM-001 A/B comme gaz de recyclage et le reste sera envoyé vers le réseau fuel-gaz.

Le gaz riche en hydrogène récupéré en tête du séparateur est envoyé dans le ballon 500-D-003 ou il est ensuite aspiré par le compresseur 500-KM-001 A/B qui réinjecte le gaz dans le naphta servant de charge à l'unité.

Les eaux acides chargées en H_2S sortant du séparateur sont envoyées dans un ballon de dégazage 500-D-008 avant de rejoindre l'unité de traitement des eaux acides.

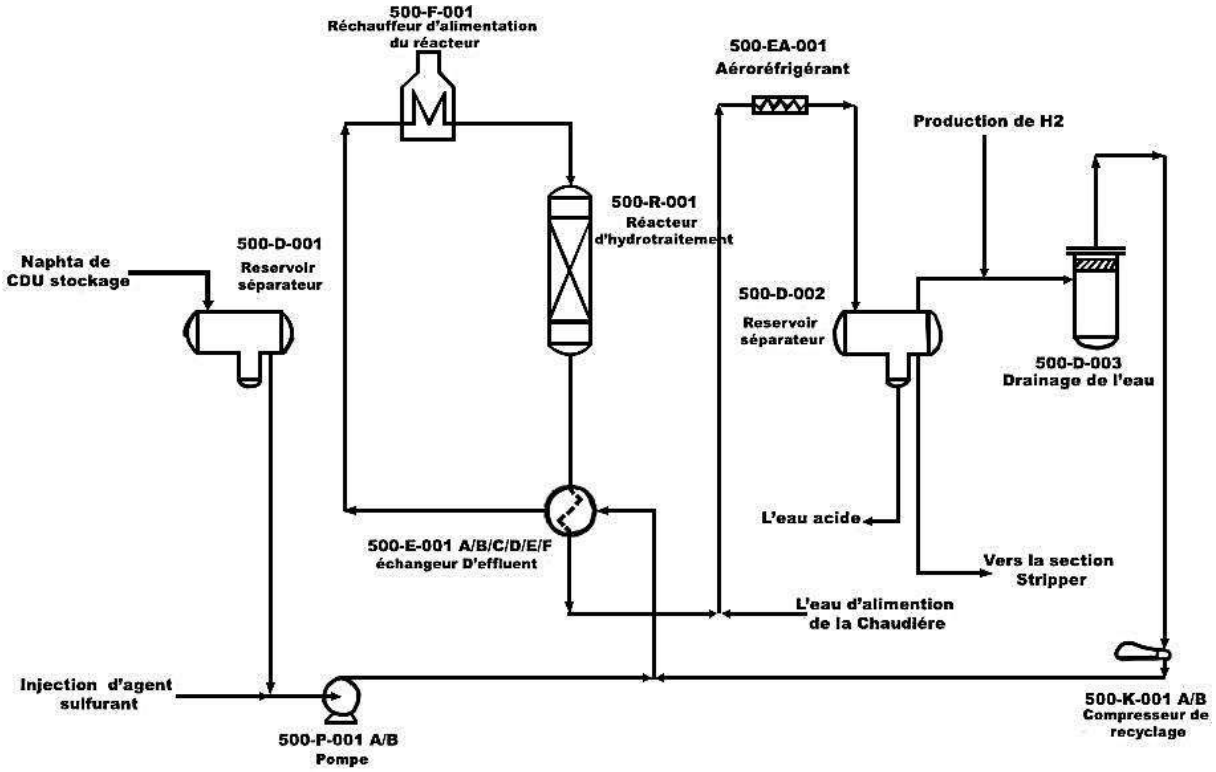


Fig III-7 : Schéma de la section réaction unité d'hydrotraitement. [11]

III.3.3.2.Section stripping :

Le naphta hydrotraité est envoyé vers une colonne de stripping 500-C-001 en passant par un préchauffage au moyen des échangeurs 500-E-002 A et 500-E-002 B, la colonne est équipée d'un rebouilleur 500-F-002 afin d'optimiser la séparation des composés hydrogénés et d'eau.

Les vapeurs de tête sortant du stripper sont condensées par l'aéroréfrigérant 500-EA-002. La phase liquide est ensuite strippée dans le ballon stripper 500-D-004 puis envoyée comme reflux dans le stripper 500-C-001 par la pompe 500-P-002 A/B.

La phase gazeuse sortant du ballon 500-D-004 est envoyée au système de fuel-gaz et vers l'unité RFCC et les eaux résiduelles sont envoyées vers l'unité de traitement des eaux acides en étant préalablement dégazées dans le ballon 500-D-008.

Le produit récupéré en pied du stripper passe successivement dans deux ballons 500-D-005 et 500-D-006 afin de récupérer le soufre et le mercure qu'il contient. Il est ensuite envoyé vers la section de splitting.

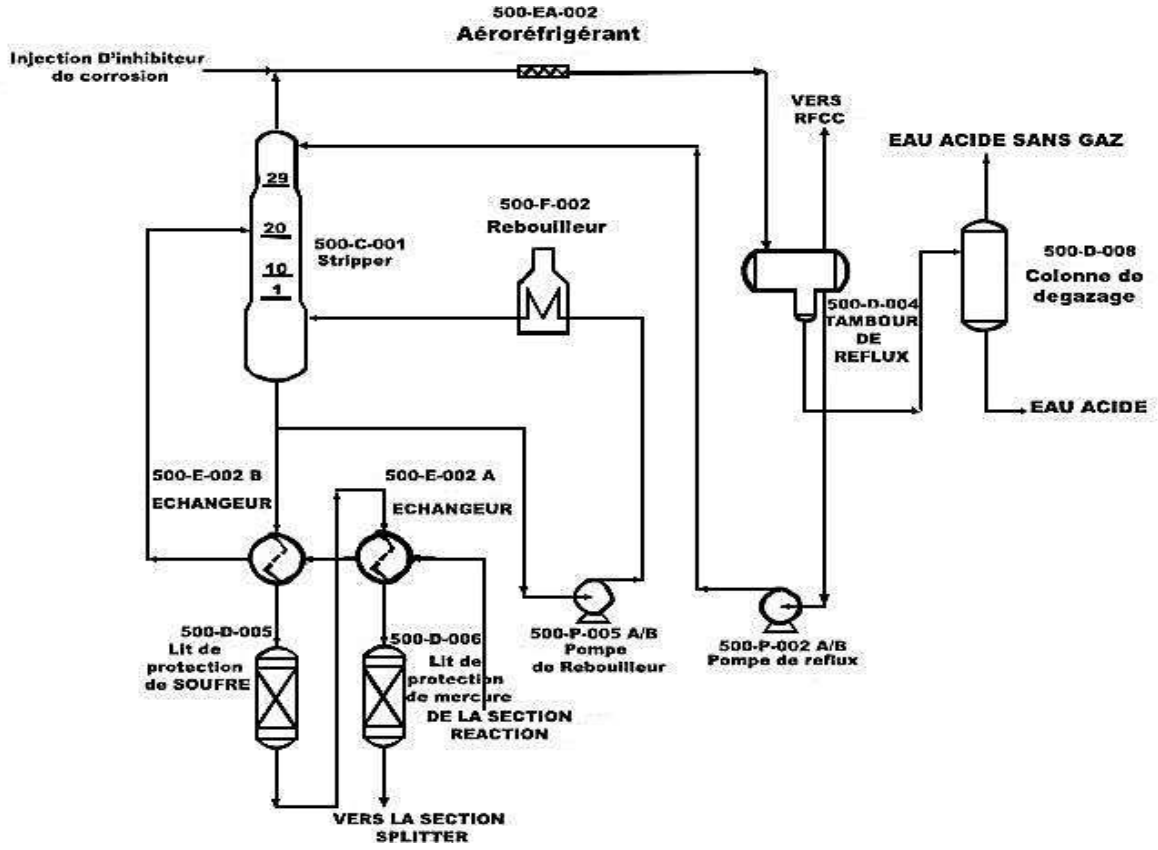


Fig III-8 : Schéma de la section stripper unité d'hydrotraitement. [11]

III.3.3.3.Section splitting :

Le naphta récupéré de la section de stripping est réchauffé à travers l'échangeur 500-E-004 avant d'entrer dans le splitter 500-C-002, le splitter est équipé comme le stripper d'un rebouilleur 500-F-003 afin d'optimiser la séparation des composés hydrogénés et d'eau.

Le naphta lourd récupéré en pied de splitter est refroidi successivement par l'aéroréfrigérant 500-EA-004 puis par le condenseur à eau 500-E-006 avant d'être envoyé principalement vers l'unité de reforming CCR et vers stockage.

Une partie du naphta lourd est également prélevée en amont de l'aéroréfrigérant 500-EA-004 pour y être envoyée vers la section de reforming CCR et le naphta léger récupéré en tête du splitter est refroidi dans l'aéroréfrigérant 500-EA-003 avant de rejoindre le ballon de tête du splitter 500-D-007 où il est à nouveau débarrassé d'eaux acides et de gaz incondensables. Le naphta léger obtenu du ballon 500-D-007 est divisé en deux : une partie envoyée en tête du splitter en tant que reflux de tête, et l'autre partie est refroidie dans le condenseur à eau 500-E-007 avant de rejoindre principalement l'unité d'isomérisation et le stockage.

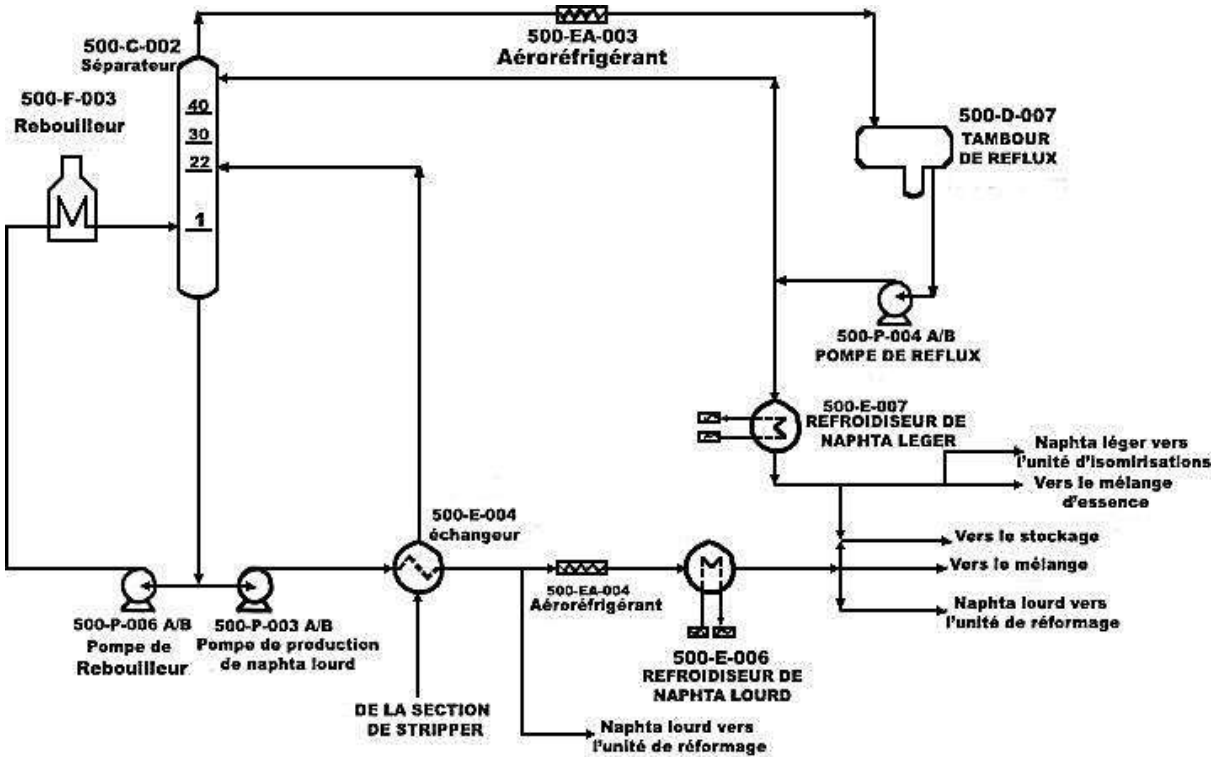


Fig III-9 : Schéma de la section splitter de l'unité d'hydrotraitement. [11]

On résume dans le tableau suivant les pressions et les températures de design pour quelques principaux équipements de l'unité d'hydrotraitement :

Tableau III-3 : Conditions de design pour quelques équipements U500. [11]

Équipement	Description	Pression	Température
500-D-001	Ballon d'alimentation	5.5 kg/cm^2	80 ^{0}C
500- F- 001	Réchauffeur	36 kg/cm^2	340 ^{0}C
500- R-001	Réacteur d'hydrotraitement	33.5 kg/cm^2	335 ^{0}C
500- C-001	Stripper	17 kg/cm^2	240 ^{0}C
500- D-005	Lit de garde de soufre	18.5 kg/cm^2	190 ^{0}C
500-D-006	Lit de garde de mercure	18.5 kg/cm^2	140 ^{0}C
500- C-002	Splitter	4.5 kg/cm^2	185 ^{0}C

III.3.4.Catalyseur et adsorbants de l'unité d'hydrotraitement :

III.3.4.1.Catalyseur du procédé d'hydrotraitement :

C'est un catalyseur bimétallique AXENS HR-606 1.6 constitué de cobalt et de molybdène dispersé sur un support d'alumine de grande surface spécifique (Co-Mo/Al_2O_3). Le molybdène est généralement considéré comme le composant d'hydrotraitement actif avec le cobalt agissant comme promoteur pour augmenter l'activité catalytique.

Ce type de catalyseur est fabriqué avec les métaux à l'état d'oxyde. Dans la forme active, il

est sulfuré pour former le complexe soufre-métal. En plus, la sulfuration atténue les sites catalytiques super actifs qui, autrement, favoriseraient l'hydrocraquage, ce qui conduirait à une durée de vie plus courte. La sulfuration est effectuée en faisant passer de l'hydrogène et un agent de sulfuration tel que le diméthyle sulfure (DMS) ou le diméthyle disulfure (DMDS) sur le catalyseur.

Les principales caractéristiques du catalyseur d'hydrotraitement sont :

- Support en alumine de haute pureté ayant une forte résistance à l'attrition.
- Stabilité et sélectivité élevées vis-à-vis des réactions d'hydrotraitement souhaitables.
- Facilité de régénération.

L'association des qualités ci-dessus donne les avantages suivants :

- Hydrotraitement efficace.
- Perte de rendement minimale.
- Longue durée de vie du catalyseur.

III.3.4.2.L'adsorbant du lit de protection contre le soufre :

L'adsorbant AXTRAP 405 à base de nickel, est utilisé pour éliminer le soufre. Il est extrêmement efficace pour adsorber les petites quantités de soufre résiduels après le traitement d'hydrodésulfuration en amont.

III.3.4.3.L'adsorbant du lit de protection contre le mercure :

L'adsorbant AXTRAP 273 est un matériau du lit de protection utilisé pour l'élimination du mercure contenu dans les hydrocarbures gazeux et liquides.

III.3.5.Variables du procédé d'hydrotraitement :

Il y a quatre variables primaires de procédé ayant un effet direct sur sa performance :

- Température du réacteur.
- Vitesse spatiale volumique.

$$\textbf{Vitesse spatiale volumique} = \frac{\textbf{Débit volumique de la charge à 15 C° (m}^3\textbf{/h)}}{\textbf{Volume de catalyseur (m}^3\textbf{)}}$$

- Pression partielle d'hydrogène.
- Composition de l'alimentation.

Tableau III-4 : variables du procédé d'hydrotraitement (Cas 1 et Cas 2). [11]

Variable	Cas 1	Cas 2
Pression d'entrée du réacteur (Kg/Cm^2)	25,8	25,8
Température d'entrée du réacteur (C°)	289	310
Pression partielle d'hydrogène de sortie du réacteur (bar)	5,77	5,77
Vitesse spatiale volumique (h^{-1})	7,0	7,0

III.4.Unité d'isomérisation (unité 510) : [12]

Cette unité implique la transformation des paraffines linéaires à faible indice d'octane, en paraffines ramifiés avec indice d'octane plus élevé. L'isomérisation du naphta hydrotraité léger (pentane et hexane) venant de l'unité d'hydrotraitement U500 s'effectue dans une série de deux réacteurs à lit fixe. La conversion des paraffines normales en leurs isomères dépend du bilan réactionnel déterminé par les conditions de fonctionnement du réacteur. Le produit obtenu est appelé l'isomérat avec indice d'octane RON minimal de 88.

III.4.1.Description du procédé d'isomérisation : (Voir annexe 2)

III.4.1.1.Section séchage (traitement de la charge) :

La charge est constituée des naphtas légers hydrotraités issus de l'unité d'hydrotraitement. Le ballon de charge 510-D-001 reçoit en continu un recyclat composé des n- hexanes et les méthyle-pentanes possédant un faible indice d'octane issu du déisohexaniseur 510-C-002. Ce recyclat est préalablement refroidi successivement par l'échangeur 510-E-003 et le condenseur à eau 510-E-002 avant le mélange.

Ce mélange passe ensuite à travers des sécheurs 510-D-002 A/B afin d'éliminer l'eau présente dans la charge qui pourrait faire subir des dégâts irréversibles au catalyseur des réacteurs d'isomérisation. La charge sèche est récupérée en pied des sécheurs et combinée avec un gaz riche en hydrogène. Ce gaz est comprimé à 41,7 kg/cm^2 par le compresseur simple étage 510-KM-001 A/B, condensé dans 510-E- 001 jusqu'à 40°C et séché par les sécheurs de gaz 510-D-003 A/B afin d'éliminer les CO, les CO2 et de l'eau qui pourraient endommager le catalyseur des réacteurs d'isomérisation. Il est ensuite combiné au mélange de naphta issu des sécheurs 510-D-002 A/B.

III.4.1.2.Section réaction (isomérisation) :

L'unité se compose de deux réacteurs 510-R-001 et 510-R-002 en cascade avec un catalyseur réparti équitablement dans chacun. Le mélange de naphta et gaz riche en H_2 est enfin envoyé dans les réacteurs d'isomérisation en étant préalablement chauffé à une température qui varie entre 112°C et 132°C dans les échangeurs 510-E-003 et 510-E-004 puis par le réchauffeur 510-E-005.

La pression maintenue à la sortie de 510-R-002 est d'environ 30 kg/cm^2.Le tétrachloroéthylène (C_2Cl_4) est injecté en continu dans les réacteurs d'isomérisation afin de maintenir l'équilibre du chlorure sur le catalyseur. Il s'agit d'un appoint qui vient de compenser la faible perte de chlorure du catalyseur. [27]

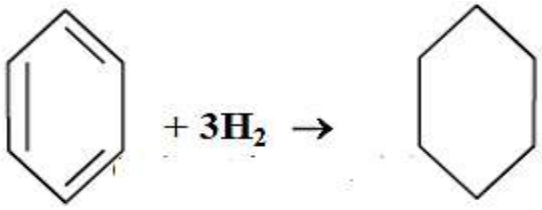


Fig III-10 : Hydrogénation de benzène dans le réacteur 510-R-001.

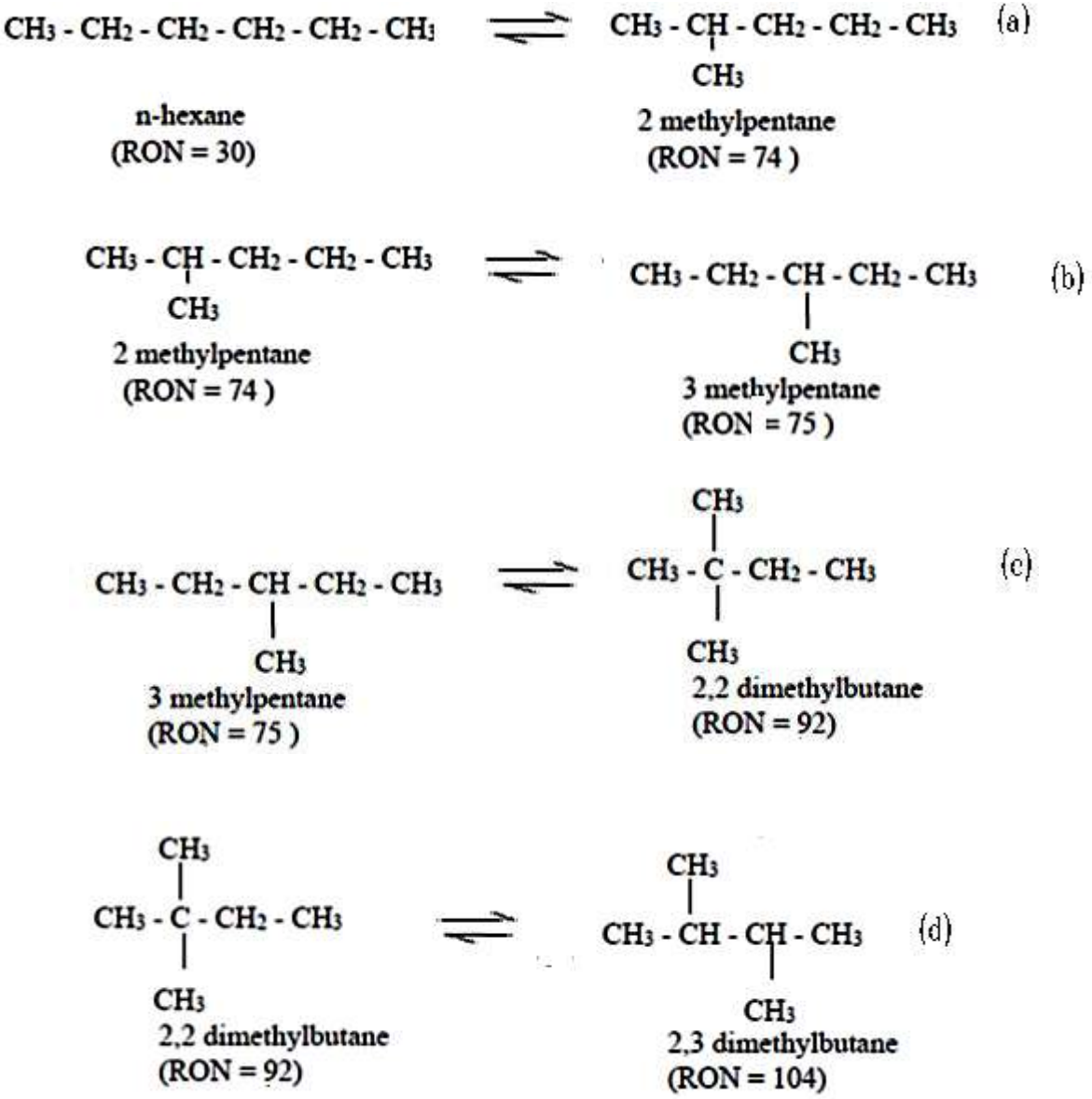


Fig III-11 : (a), (b), (c), (d) Série de transformation de n-hexane en ses différents isomères dans le réacteur 510-R-002.

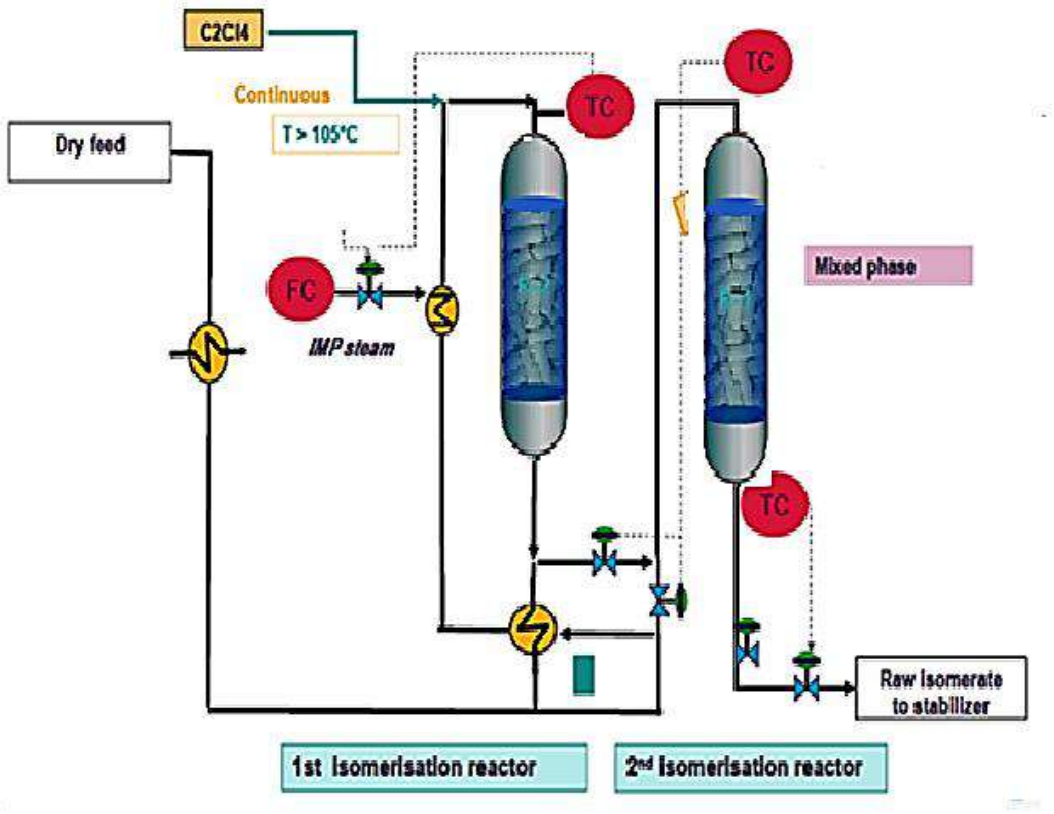


Fig III-12 : Section réaction du procédé d'isomérisation. [12]

III.4.1.3.Section stabilisation :

L'effluent du réacteur 510-R-002 est envoyé vers le stabilisateur 510-C-001 dont le but est de débarrasser la charge d'HCl et de butane. Le rebouillage en fond de colonne, est assuré par le rebouilleur 510-E-006 pour assurer l'équilibre thermique de la colonne de stabilisation. Le fond de colonne est envoyé dans le déisohexaniseur après être passé dans le ballon de garde 510-D-005 permettant la rétention du HCL. Les vapeurs de tête sont envoyées dans un ballon accumulateur 510-D-006. Les vapeurs s'échappant de ce ballon composés de H2, traces de HCl et de GPL sont envoyés dans une autre section de l'unité dans laquelle les vapeurs vont subir un nouveau traitement à la soude dans le scrubber 510-C-003 suivi d'un séchage avant d'être envoyées vers l'unité de Reforming CCR pour la récupération des GPL. La partie liquide issue du ballon 510-D-006 est envoyée comme reflux dans le stabilisateur par pompes 510-P-002 A/B. [28]

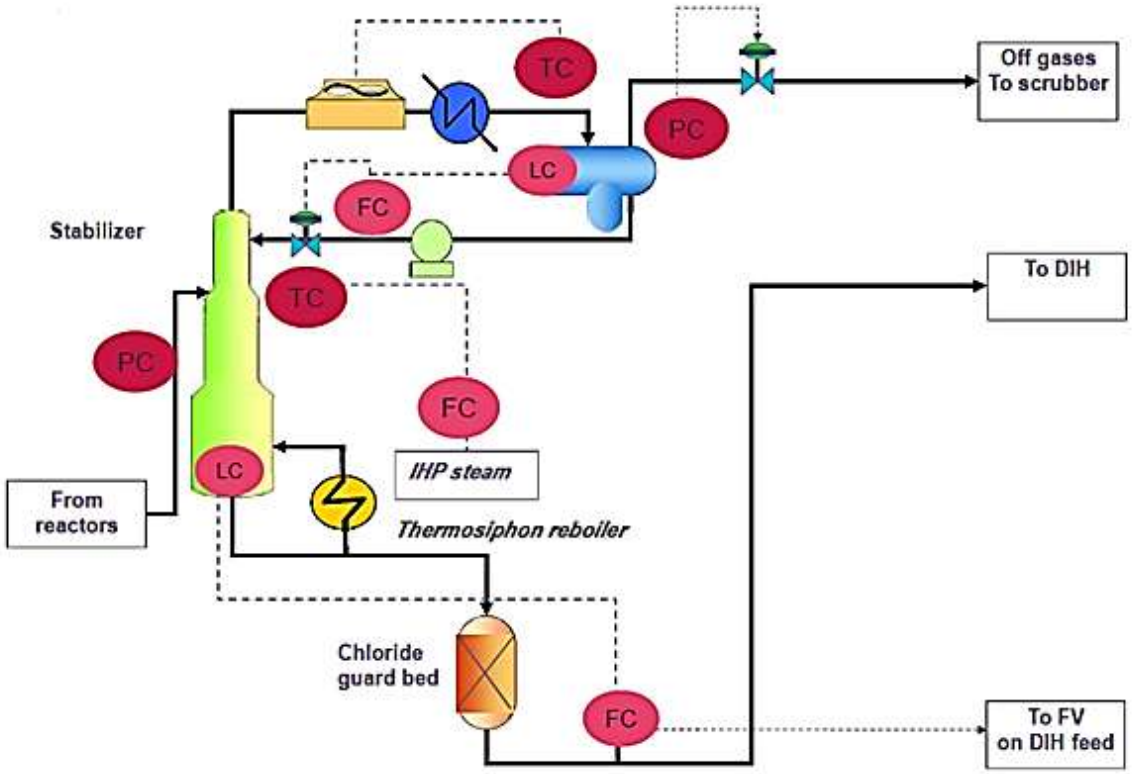


Fig III-13 : Stabilisation d'isomérat. [12]

III.4.1.4.Section déisohexaniseur :

La colonne 510-C-002 permet le fractionnement de l'isomérat stabilisé en trois courants : Les vapeurs issus de la tête de la colonne sont condensées à l'aide de l'aéroréfrigérant 510-EA-002 et entrent dans le ballon accumulateur 510-D-007. Le liquide récupéré en pied du ballon rejoint la ligne d'isomérat léger dont une partie peut être utilisée dans la section de régénération des sécheurs. Une autre partie de l'isomérat issu du pied du ballon sert de reflux pour le déisohexaniseur. Un courant intermédiaire issu de la colonne 510- C-002 est utilisé comme reflux en étant préalablement réchauffé dans le rebouilleur 510-E-008. Un autre courant intermédiaire composé de méthyle pentanes à faible indice d'octane et de n- hexane est prélevé pour rejoindre le ballon de recyclage 510-D-008. Il est ensuite injecté à la charge de l'unité. L'isomérat lourd issu en pied de la colonne, riche en C6 et C7 est condensé grâce au condenseur à eau 510-E-010 avant d'être envoyé vers la section de mélange des produits. [28]

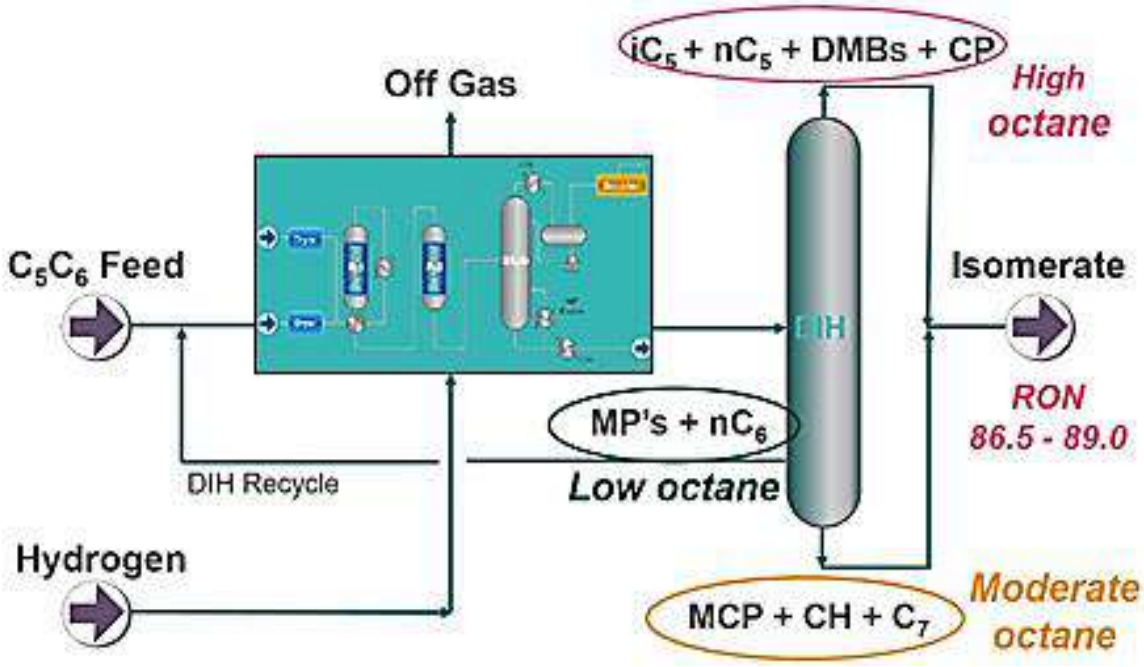


Fig III-14 : Désisohexaniseur. [12]

III.4.1.5.Section scrubbing :

Les vapeurs venant de la tête du ballon 510-D-006 sont traitées dans le scrubber 510- C-003 afin de le débarrasser de son HCl. Le traitement se fait en deux étapes. Un premier traitement à la soude caustique en partie inférieure du scrubber permet de récupérer le HCl du gaz et un deuxième traitement dans la partie haute pour laver le gaz de la soude encore présente.

III.4.1.6.Régénération des sécheurs :

Au cours du séchage de l'hydrogène et de la charge de l'unité, les tamis moléculaires finissent par être saturés. La régénération des sécheurs s'effectue en utilisant l'isomérat léger provenant de la colonne 510-C-002, en récupérant une partie de l'isomérat léger condensé dans le ballon accumulateur 510-D-007. Après passage dans les sécheurs, les vapeurs sont condensées par l'aéroréfrigérant 510-EA-003 et dégazées dans le ballon dégazeur 510-D-009 avant d'être réintégrées dans le circuit del'isomérat. [28]

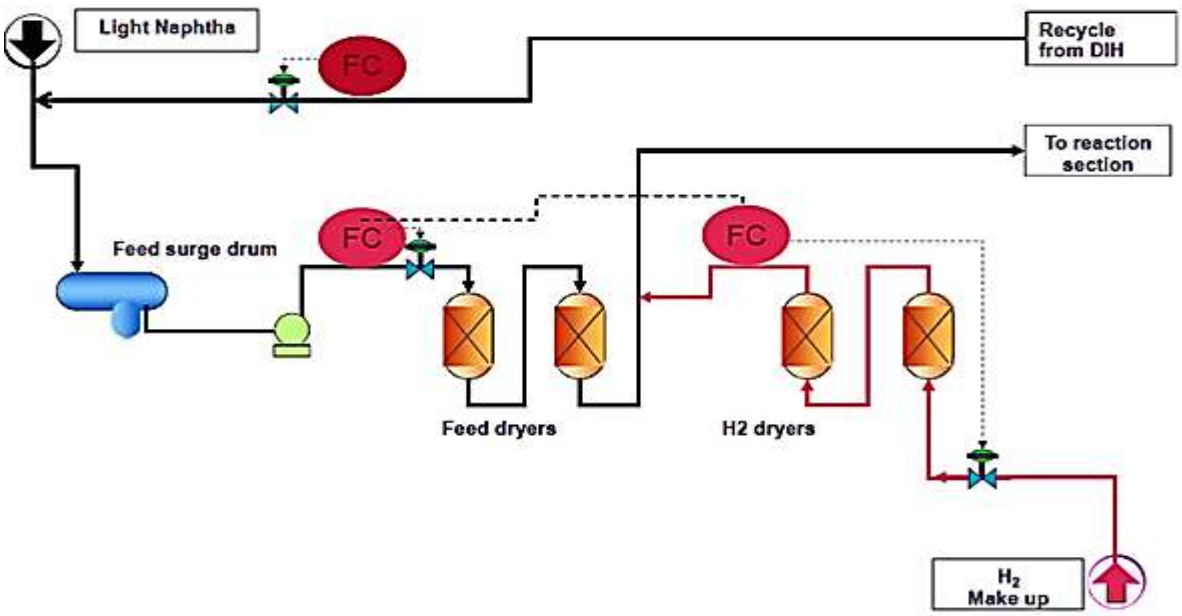


Fig III-15 : Schéma des sécheurs de l'unité d'isomérisation. [12]

III.4.2.Catalyseurs de l'unité d'isomérisation :

L'unité d'isomérisation du naphta léger utilise le catalyseur ATIS 2L fabriqué par AXENS. C'est un catalyseur à base de platine (0,25 % en poids) déposé sur de l'alumine chlorée.

Afin d'éviter toute perturbation des lits de catalyseur, les billes en céramique inertes sont utilisées dans le réacteur comme support des lits et comme couche supérieure.

Le catalyseur d'isomérisation est très sensible aux poisons présents dans la charge. Les impuretés essentielles qui présentent un empoisonnement pour le catalyseur d'isomérisation sont le soufre, les composés oxygénés, azotés et fluorés. Un contrôle sévère de ces contaminants est nécessaire pour augmenter la durée de vie du catalyseur afin de le maintenir le plus longtemps possible actif et sélectif.

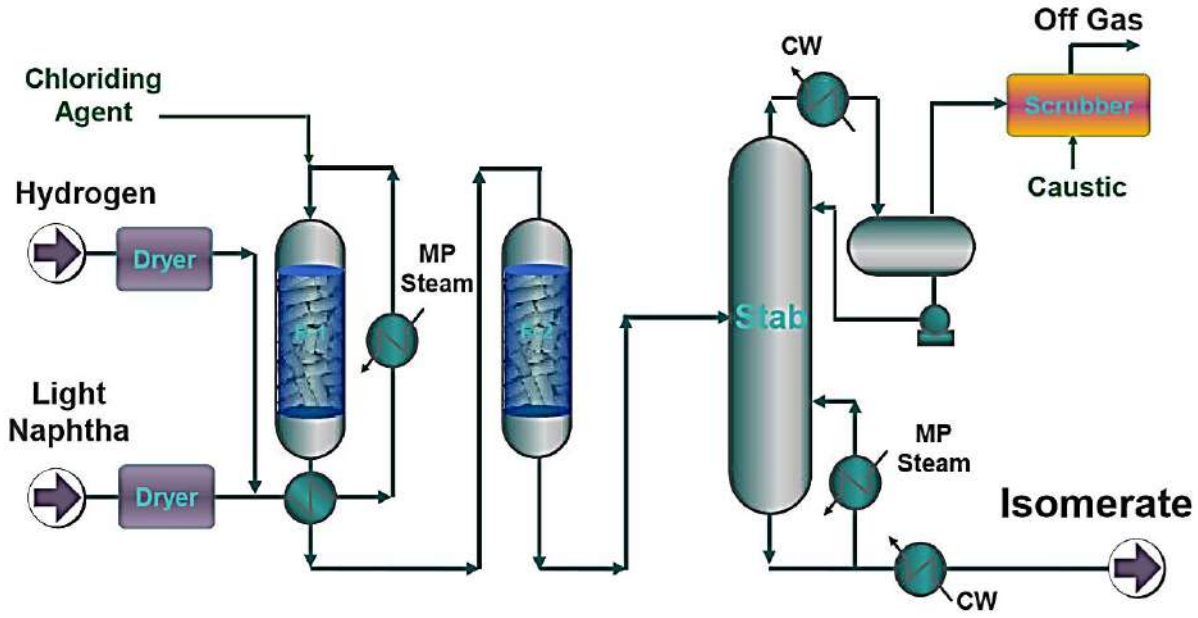


Fig III-16 : Schéma général de l'unité d'isomérisation. [12]

III.4.3.Influence des paramètres opératoire sur le procédé d'isomérisation : [5]

Six variables opératoires ont un effet direct sur les performances du réacteur d'isomérisation. Ces paramètres sont : la température du réacteur, la vitesse spatiale, le rapport hydrogène/hydrocarbures, la composition de la charge d'alimentation, la pression à la sortie du réacteur et l'injection de chlorure. Une mauvaise manipulation de ces variables réduit le rendement de l'isomérat et la durée devie du catalyseur.

III.4.3.1.Température du réacteur :

La température d'entrée des réacteurs est la variable la plus directe sur le contrôle de qualité du produit. Lorsqu'on augmente la température, l'activité catalytique se rapproche de l'état d'équilibre au détriment de la quantité d'isomères. Cette réduction en quantité d'isomère est due à l'augmentation des réactions de craquage et au dépôt de coke

III.4.3.2.Vitesse spatiale :

Le débit de la charge a une grande influence sur le temps de séjour de la charge en contact avec le catalyseur. Ce temps caractérise la vitesse spatiale massique (en h^{-1}).

La vitesse spatiale massique ou la « Weight Hourly Space Velocity » [WHSV] est définie comme le rapport entre le débit horaire de la charge liquide exprimé en kg/h et le poids de catalyseur :

$$\text{Vitesse spatiale massique} = \frac{\text{Débit massique de la charge (Kg/h)}}{\text{Masse de catalyseur (Kg)}}$$

La WHSV de design pour les deux réacteurs d'isomérisation est de 1,2 h^{-1}.

III.4.3.3.Rapport H_2/HC :

Ce rapport est défini par le nombre de moles d'hydrogène à la sortie du réacteur par le nombre de mole de charge liquide C_5^+ (condensat de gaz naturel, un mélange d'hydrocarbures de type C_5 à C8). Le rapport H_2/HC de cette unité doit rester supérieur à 0,06 pour fournir de l'hydrogène aux sites actifs en quantité suffisante pour que les réactions d'isomérisation se produisent et bien évidemment éviter le dépôt du coke.

III.4.3.4.Composition de la charge d'alimentation :

La composition de la charge est une variable indirecte, étant donné que la composition de la charge d'alimentation change en fonction des différents pétroles bruts traités. Cependant, lorsque la teneur en composants cycliques est élevée dans la charge, la température du réacteur d'isomérisation de première étape est augmentée. Ainsi l'ouverture des cycles est favorisée dans le premier réacteur et par conséquent, l'effet d'inhibition des composants cycliques sur les réactions d'isomérisation dans le réacteur de deuxième étape sera réduit.

III.4.3.5.Pression à la sortie du réacteur :

À la sortie du second réacteur, la pression doit être supérieure au seuil minimal de 29.42 bar.

III.4.3.6.Injection de chlorure :

Le catalyseur à base de platine déposé sur l'alumine chloré perd en continu une petite quantité de chlorure dans l'effluent du réacteur. Cette perte est compensée par l'injection en continu de tétrachloroéthylène C_2Cl_4 dans les réacteurs d'isomérisation.

III.4.4.Stockage :

L'isomérat est envoyé aux réservoirs TK 309 et TK 310 pour être utilisé par la suite comme base dans la fabrication des essences sans plomb commerciales.

III.5.Unité de reforming catalytique à régénération continue CCR (U 520) :

La capacité de la présente unité est de 660 000 t/an avec une régénération catalytique en continu de 27 kg de coke consommé par heure et un débit de catalyseur égale à 450 kg/h. Cette unité permet la transformation du naphta lourd (composé de C6 jusqu'au C11 en paraffines, naphtènes et aromatiques) à faible indice d'octane issu du procédé d'hydrotraitement, en une base (reformat) à indice d'octane élevé (102 RON) pour fabriquer des essences sans plomb.

III.5.1.Description du procédé de reforming catalytique : [13] (voir Annexe 3)

III.5.1.1.Section de réaction :

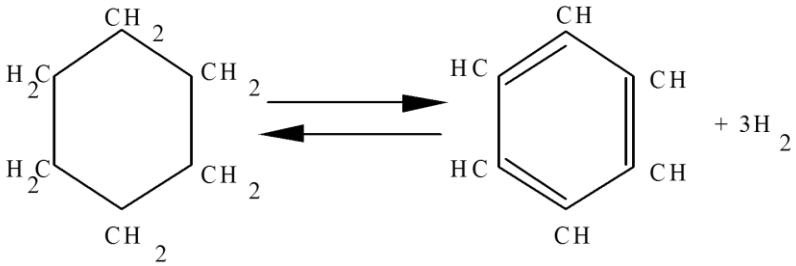
a) Préchauffage de la charge et réaction :

Avant d'envoyer le naphta lourd hydrotraité issu de l'unité 500 dans la section de réaction,

on injecte à cette charge de l'eau et un agent chlorurant (tétrachloroéthylène C_2Cl_4) afin de rendre optimal le fonctionnement du catalyseur dans les réacteurs. On y injecte également un agent sulfurant (diméthyle disulfure DMDS) permettant de limiter le dépôt de coke sur le catalyseur. La charge est ensuite filtrée dans les filtres 520-ST-001 A/B pour la débarrasser des impuretés pouvant boucher l'échangeur 520-E- 001 avant d'être mélangée à un gaz riche en hydrogène de recyclage injecté par le compresseur 520-K-001. Les injections d'eau et d'agent sulfurant sont effectuées occasionnellement. Le mélange est ensuite préchauffé dans l'échangeur 520-E-001 puis chauffé à la température de réaction dans le four 520-F-001. Une fois le mélange porté à la température de réaction et envoyé dans les quatre réacteurs 520- R-001 à 520-R-004 afin d'obtenir un reformat non stabilisé encore chargé en hydrogène. Les réactions dans les différents réacteurs étant endothermiques, la charge doit être chauffée entre chaque réacteur. Cette opération est effectuée par l'intermédiaire des fours 520-F-002, 520-F-003 et 520-F-004. Le reformat non stabilisé est refroidi successivement par l'aéroréfrigérant 520- EA-001 et le condenseur à eau 520-E-002, puis séparé de l'hydrogène de réaction dans le ballon séparateur 520-D-001. Il est enfin envoyé par la pompe 520-MP-001 A/B vers la section d'absorption de l'unité. L'hydrogène recueilli est quant à lui aspiré par le compresseur 520-K-001 pour être réinjecté à la charge en début d'unité. L'autre partie est envoyée vers la section absorption afin d'y être de nouveau injecté au reformat dans la suite du procédé. Cependant, les réactions souhaitables avec production d'hydrogène sont : [30]

- **Déshydrogénation des naphtènes :**

Les composés naphténiques tels que cyclohexane, méthylcyclohexane, diméthylcyclohexane jusqu'aux naphtènes C_{10} sont déshydrogénés respectivement en benzène, toluène, xylènes. Cette réaction est très rapide et endothermique et elle s'effectue dans les réacteurs R1 et R2.



Cyclohexane Benzene

Fig III-17 : Déshydrogénation du cyclohexane.

- **Déshydrocyclisation des paraffines :**

Il s'agit d'un procédé à plusieurs étapes qui s'applique soit aux paraffines normales (linéaires), soit aux isoparaffines (ramifiées). Ces réactions se produisent principalement dans les réacteurs R2, R3 et R4.

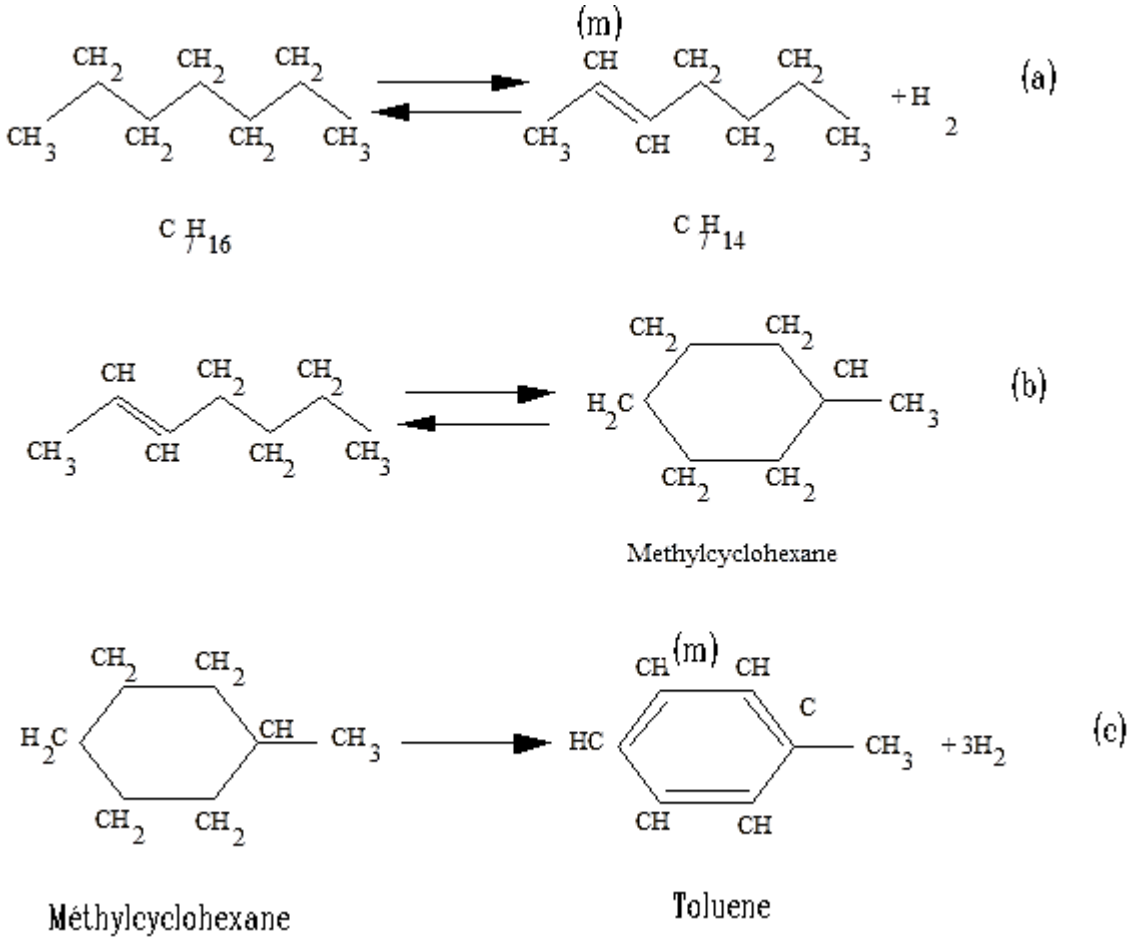


Fig III-18 : (a) Déshydrogénation de paraffine C_7H_{16}, (b) Cyclisation de naphtène C_7H_{14}, (c) Déshydrogénation de cycloalkane C_7H_{14}, (m) étant la fonction métallique du catalyseur.

- **Isomérisation des paraffines :**

C'est une réaction rapide et peu exothermique avec une bonne sélectivité et augmentation d'indice d'octane. Cette réaction se produit dans les réacteurs : R1 et R2.

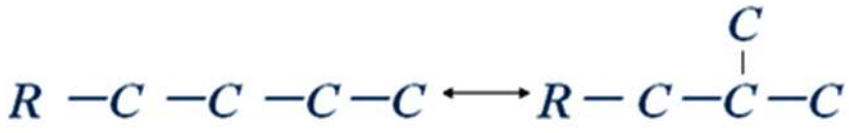


Fig III-19 : Isomérisation des paraffines.

- **Réaction de déshydrocyclisation :** C'est une réaction lente. Elle se fait dans les réacteurs : R2, R3 et R4.

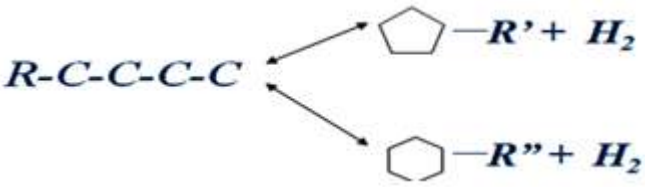


Fig III-20 : Réaction de déshydrocyclisation.

Tableau III-5 : Paramètres de section réaction de reforming catalytique. [13]

Code	Description	Pression de design	Température de design
520-ST-001 A/B	Filtres de charge	21,0 kg/cm^2	160 °C
520-K-001	Compresseur de recyclage	10,5 kg/cm^2	140 °C
520-F-001	Préchauffeur	9,5 kg/cm^2	540 °C
520-R-001	Premier réacteur	9,0 kg/cm^2	540 °C
520-F-002	Premier réchauffeur intermédiaire	9,0 kg/cm^2	540 °C
520-R-002	Deuxième réacteur	8,0 kg/cm^2	540 °C
520-F-003	Deuxième réchauffeur intermédiaire	8,0 kg/cm^2	540 °C
520-R-003	Troisième réacteur	7,5 kg/cm^2	540 °C
520-F-004	Troisième réchauffeur intermédiaire	7,0 kg/cm^2	540 °C
520-R-004	Quatrième réacteur	6,5 kg/cm^2	540 °C
520-D-001	Ballon séparateur	5,0 kg/cm^2	115 °C



Fig III-21 : Les 4 réacteurs de reforming catalytique. [13]

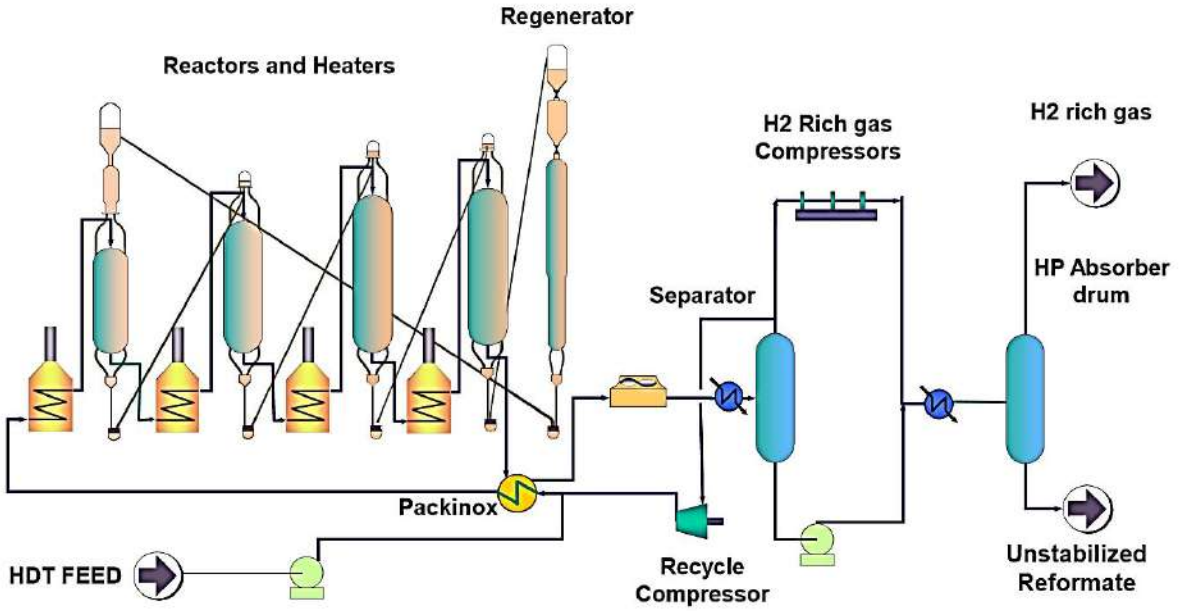


Fig III-22 : Schéma de Section réaction de reforming catalytique. [29]

b) Section absorption :

La section absorption permet de débarrasser le gaz d'hydrogène produit des traces d'HCl et des composés lourds. Le reformat est combiné au gaz riche en hydrogène récupéré de la section réaction mais aussi de la section de régénération du catalyseur. L'hydrogène est comprimé en deux temps par l'intermédiaire du compresseur 520-KM-002 A/B. Après avoir été comprimé une fois par le compresseur, on ajoute à l'hydrogène les incondensables récupérés de l'unité d'isomérisation U-510. Deux ballons tampons 520-D-002 et 520-D-003 sont nécessaires pour que l'hydrogène se débarrassent des traces d'hydrocarbures lourds qu'il contient avant d'être comprimé.

Le mélange reformat/hydrogène est refroidi dans le refroidisseur haute pression à eau 520-E-004 puis refroidi dans les deux échangeurs 520-E-005 et 520-E-006. Il passe ensuite dans un refroidisseur 520-E-007 afin d'atteindre une température proche de 0°C, conditions qui permettent de récupérer un maximum de GPL et d'obtenir un gaz riche en hydrogène très pur. Le mélange arrive dans le ballon 520-D-004 ou le flux de gaz riche en hydrogène avec des traces de HCl s'échappent en tête du ballon puis se dirigent vers un absorbeur 520-D-006 A/B qui récupère les traces de HCl et laisse s'échapper un gaz riche en hydrogène qui retourne dans le réseau de gaz riche en hydrogène des unités de la raffinerie.

Le gaz riche en hydrogène est alors débarrassé de ses chlorures avant d'être utilisé pour alimenter différentes unités de la raffinerie (Unités 500, 510 et 520). En pied du ballon 520-D-004 les GPL condensés avec le reformat sont directement envoyés vers la section de stabilisation de l'unité.

c) Section de stabilisation et de récupération des GPL :

Le mélange de reformat et de GPL issu de la section d'absorption sont combinés à des GPL issus de la tête du ballon accumulateur 520-D-008 et aspirés par la pompe 520-MP-002 A/B. Les incondensables composés principalement de C_1 et C_2 sortent en tête du ballon. La partie liquide est ensuite réchauffée par passage dans trois échangeurs 520-E-008 A, B et C et débarrassée de ses dernières traces de chlorures dans le ballon adsorbeur 520-D-007 A/B. Ils entrent enfin dans le stabilisateur 520-C-001.

Le courant de tête issu du stabilisateur 500-C-001 est composé de GPL à l'état vapeur qui sont envoyés et condensées dans le ballon accumulateur 520-D-008. Les vapeurs condensées issues du pied du ballon sont soit envoyées vers l'unité gas-plant (unité 300), soit réinjectées comme reflux en tête du stabilisateur.

Le reformat obtenu en pied du stabilisateur est refroidi à travers trois échangeurs 520-E-008 A, B et C, de l'aéroréfrigérant 520-EA-003 et du condenseur à eau 520-E-010 avant d'être envoyé vers la section de mélange pour obtenir les essences commerciales.

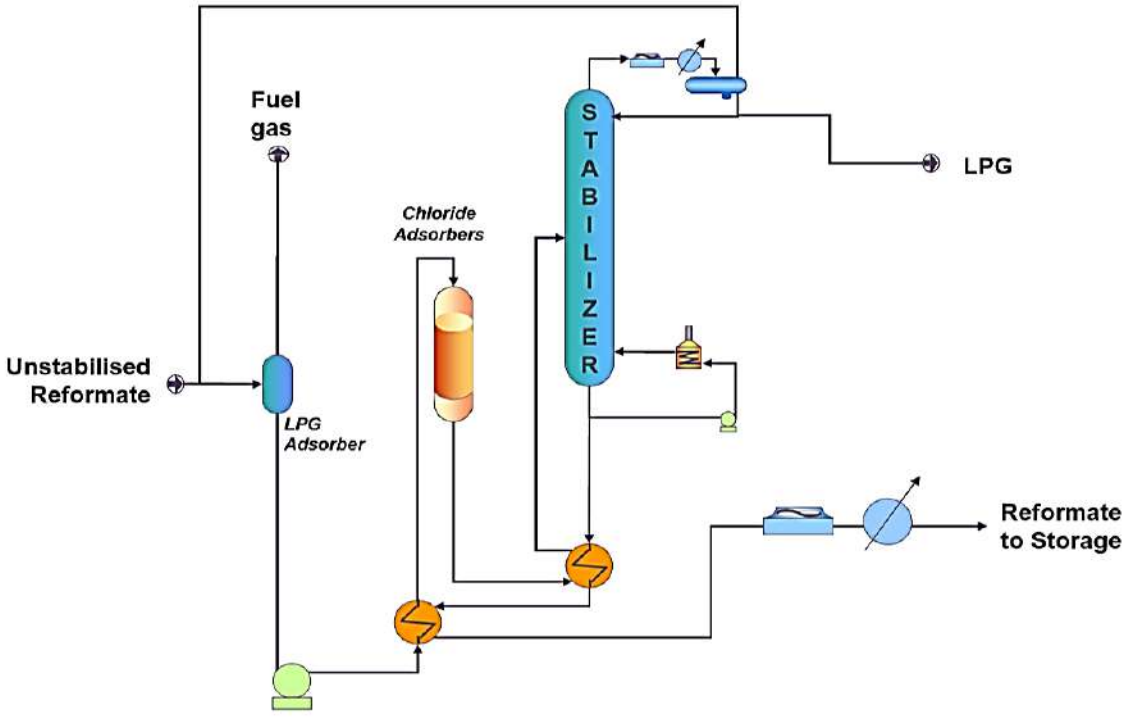


Fig III-23 : Section stabilisation unité 520. [29]

III.5.1.2.Section de régénération du catalyseur :

Le catalyseur utilisé dans la section de réaction nécessite d'être régénéré après son passage dans les quatre réacteurs. Il suit un circuit de régénération en continu avec le procédé.

Afin d'être correctement régénéré, le catalyseur doit subir cinq opérations dans le circuit de régénération. Les trois premières opérations de brulage du coke, d'oxychlorination et de

calcination sont effectuées dans le régénérateur 520-R-051. Le refroidissement du catalyseur s'effectue quant à lui dans la trémie basse du régénérateur et de chaque réacteur (trémies 520-D-053, 520-D-071, 520- D-072, 520-D-073 et 520-D-074).La réduction du catalyseur se produit enfin dans la chambre de réduction 520-D-061.

a) Régénération du catalyseur :

Le régénérateur est composé de plusieurs zones dans lesquelles s'effectuent diverses opérations. Le gaz de régénération utilisé est un gaz non inflammable composé en majorité de CO2 et de N2 récupéré du ballon de lavage 520-D-056.

b) Stockage du catalyseur :

Le catalyseur usé issu de la trémie de stockage 520-D-052 est envoyé au sommet du régénérateur dans lequel il est échauffé à l'aide de gaz de régénération préalablement chauffé à l'aide du four 520-F-052. Cela permet de préparer le catalyseur à son passage dans la section de brulage du coke.

c) Brulage du coke :

Dans cette zone, le catalyseur circule dans deux lits parallèles chauffés à très haute température par le gaz de régénération combiné à de l'air comprimé. Cela assure la réaction de brulage du coke ayant pollué le catalyseur lors des réactions de reforming catalytique.

d) Calcination et Oxychlorination :

Le catalyseur débarrassé de son coke subit en pied du régénérateur une réaction d'oxychlorination puis une réaction de calcination à l'aide du gaz de régénération, préparé auparavant pour être utilisé comme gaz d'oxychlorination. Le gaz de régénération utilisé pour la réaction d'oxychlorination est mélangé à de l'eau d'oxychlorination puis chauffé par le four électrique 520-E-063. On lui injecte ensuite une petite dose d'agent chlorurant permettant d'assurer la réaction.

e) Opération de Blackburning :

En cas de non-disparition totale du coke dans le catalyseur à l'entrée de la zone d'oxychlorination, le régénérateur bascule en mode blackburning. Les procédés d'oxychlorination et de calcination sont stoppés et le catalyseur envoyé dans la section réaction en présence du coke qu'il reste. Ceci n'influence pas énormément la réaction, la quantité de coke étant minime, ce circuit s'effectue pendant quelques heures le temps d'ajuster les paramètres du régénérateur.

f) Réduction du catalyseur :

La trémie 520-D-053 permet la collecte des différents courants de catalyseur provenant du régénérateur. Elle est sous pression de nitrogène afin d'éviter l'entrée d'oxygène dans le circuit

de réaction. Le catalyseur est ensuite envoyé dans la chambre de réduction 520- D-061 dans laquelle la réduction va s'effectuer à l'aide d'un gaz riche en hydrogène préalablement purifié dans le bloc 520-M-053 et préchauffé dans le four électrique 520-E- 061.

L'hydrogène, provenant du ballon 520-D-004 de la section de réaction, sort en deux courants après avoir réduit le catalyseur. Les deux courants servent parallèlement à préchauffer l'hydrogène de réduction et l'hydrogène de transport utilisé entre chaque réacteur pour porter le catalyseur du pied d'un réacteur vers le sommet du réacteur suivant.

g) Circulation du catalyseur dans la section réaction :

La circulation du catalyseur s'effectue de façon gravitaire lors du passage du catalyseur du haut du réacteur depuis les trémies 520-D-062, 063 et 064 vers le pied du réacteur dans les trémies 520-D-081, 082, 083 et 084.

En revanche, l'envoi du catalyseur du pied des réacteurs vers son sommet nécessite l'injection d'hydrogène ou de nitrogène assurant l'élévation du catalyseur vers le sommet du réacteur, ceci afin de compenser la perte de charge. Le gaz utilisé entre les réacteurs 520-R-002, R-003 et R-004 est de l'hydrogène, ce gaz étant lui-même utilisé dans la réaction catalytique, tandis que le nitrogène est utilisé pour le passage du catalyseur du régénérateur vers le réacteur 520-R-001 et du réacteur 520-R-004 vers le régénérateur. En tête de la trémie 520-D-055, le nitrogène est récupéré puis recyclé à l'aide d'un système d'élutriation.

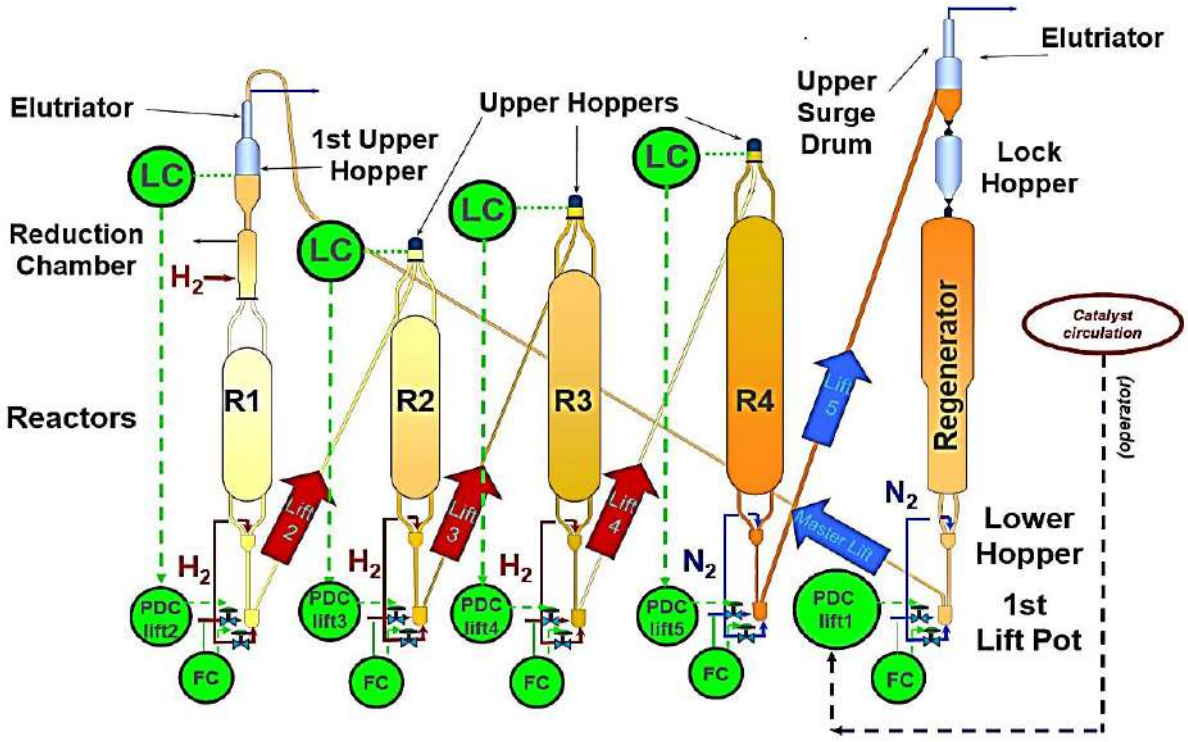


Fig III-24 : Circulation du catalyseur dans la section réaction. [29]

III.5.2.Spécificités du catalyseur de reforming :

L'unité de reforming du naphta lourd utilise le catalyseur CR 401 fabriqué par AXENS. C'est un catalyseur à base de platine et d'étain déposé sur l'alumine (Pl+Sn) /Al_2O_3 et dispatché dans les quatre réacteurs avec 10% dans R1, 15% dans R2, 25% dans R3 et 50% dans R4. Ce système présente des propriétés catalytiques remarquables. En sa présence, des sélectivités élevées en aromatiques et en produits $C5^+$ et un fort rendement en hydrogène sont obtenus. Sa formulation catalytique lui confère une bonne résistance mécanique et une régénérabilité facile.

Tableau III-6 : Caractéristiques du catalyseur CR 401. [13]

Platine et étain sur sphères d'alumine de pureté élevée	
Diamètre	1.8 mm
Platine	0.3 % en poids
Perte au feu à 900 °C	1% en poids
Surface spécifique	200 m^2/g
Volume total des pores	0.6 cm^3/g
Densité du lit mobile	0.65 kg/l
Densité du lit fixe	0.67 kg/l



Fig III-25 : Catalyseur de reforming catalytique Axens CR 401.

III.5.3.Impact des variables opératoires du procédé de reforming catalytique :

Le rendement du reformat et la durée de vie du cycle de travail du processus dépendent fortement des paramètres opératoires utilisés, à savoir ; la température, la pression totale, le temps decontact, le rapport H_2/HC, le rapport H_2O/*Cl* et la nature de la charge. [7]

III.5.3.1.Température :

En raison de l'endothermicité de la réaction, la température diminue le long des lits catalytiques et sa valeur doit être alors ajustée à la valeur voulue avant l'entrée dans le réacteur suivant. L'augmentation de la température pour maintenir la valeur du nombre d'octane NO voulu accélère la vitesse de la réaction d'hydrocraquage et du cokage provoquant ainsi une diminution de l'activité du catalyseur et du rendement du reformat.

III.5.3.2.Vitesse spatiale :

L'indice d'octane et le rendement en reformat dépendent fortement de la vitesse spatiale. En effet, la diminution de la vitesse spatiale (temps de séjour de la charge sur le catalyseur élevé) provoque une augmentation des réactions secondaires, principalement l'hydrocraquage. Cela conduit à la diminution des produits aromatique et du rendement du reformat.

III.5.3.3.Pression totale :

Une faible pression entraîne une diminution de la conversion des réactions d'hydrocraquage et augmente la production d'hydrogène, aussi elle améliore le rendement et la qualité du reformat et de la conversion en hydrocarbures aromatiques.

III.5.3.4.Rapport H_2/HC :

Ce rapport est exprimé par la quantité d'hydrogène contenue dans le gaz recyclé sur la quantité de charge introduite. Le rapport molaire (hydrogène / hydrocarbure) a un effet direct sur la formation de coke. En effet, la minimisation de la production du coke nécessite une dilution de la charge par l'augmentation de la pression partielle de l'hydrogène qui entraine une augmentation de la vitesse d'hydrogénation des précurseurs de coke avant leur transformation en hydrocarbures polycycliques aromatiques.

$$\frac{H_2}{HC} = \frac{\text{Débit molaire d'hyrogène de recyclage mole/h}}{\text{Débit molaire du naphta mole/h}}$$

III.5.3.5.Effet du rapport H_2O/Cl :

La balance eau/chlore dans le système des réacteurs est un facteur déterminant pour l'activité et la sélectivité du catalyseur, c'est-à-dire le rendement en produits désirés (aromatiques). Lorsque la teneur en chlore augmente au-delà de la quantité initialement fixé sur le catalyseur, les réactions d'hydrocraquage et d'isomérisation sont favorisées par rapport aux réactions d'aromatisation et ceci se traduit par une perte de rendement et une tendance accrue au dépôt de coke. On le constate par la baisse de l'indice d'octane et la pureté d'hydrogène et par l'augmentation de la teneur en CH_4, C_2H_6, C_3H_8, C_4H_{10}.

Par ailleurs, une quantité excessive d'eau lorsque le catalyseur est à haute température peut fritter les grains du catalyseur.

III.5.3.6.Effet de la charge :

La nature de la charge a un effet considérable sur l'indice d'octane du reformat. En effet, Les charges naphténique sont reformées en indice d'octane NO élevé dans des conditions de faible sévérité. En revanche, les charges riches en paraffines sont reformées en indice d'octane élevé

dans des conditions de plus grande sévérité car elles impliquent les réactions de craquage et de cyclisation qui nécessitent une température élevée et une faible pression totale.

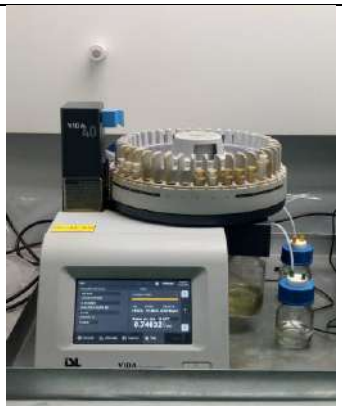
III.5.4.Stockage :

Le reformat final obtenu est directement stocké dans les bacs B4, C2 et C8 au parc de stockage. Ensuite le reformat est servi en tant que base dans la fabrication les essences sans plomb commerciales.

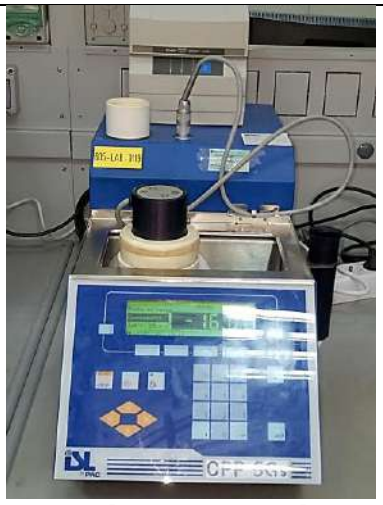
III.6.Méthodes d'analyses : [24]

Le tableau ci-après regroupe les différentes méthodes d'analyses utilisées.

Tableau III-7 : Méthodes d'analyses et appareillage.

Méthode d'analyse et norme	Mode opératoire	Équipement
Masse volumique ASTM D1298	On aspire un échantillon avec la seringue puis on le met en sa position dans la tourelle de l'injecteur automatique de densimètre ensuite on introduit son identification sur l'appareil et on appuie sur « démarrer ». La valeur de la masse volumique est affichée en gramme/ millilitre à 15 °C.	 Densimètre automatique ISL VIDA
Distillation ASTM D86	Avec une éprouvette on verse 100 ml d'hydrocarbure liquide préalablement refroidi dans un ballon de 125 ml puis on met tout au distillateur automatique ensuite on introduit les informations de l'échantillon et on appuie sur « start ». On aura sur l'écran les fractions distillées en fonction de températures.	 Distillateur automatique herzog optidist

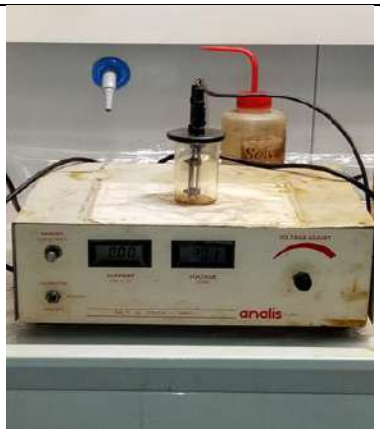
Couleur ASTM D156	On remplit l'éprouvette graduée de colorimètre avec un échantillon puis on fait varier le niveau de l'échantillon sur le colorimètre à l'aide d'un robinet et on fait comparaison aux disques standards. les valeurs de couleurs varient entre -16 et +30.	 Colorimètre Seybolt
Point de d'éclair Pensky ASTM D93	On verse un échantillon dans une coupe jusqu'au trait de jauge puis on place tout dans l'appareil automatique ensuite on introduit l'identification de l'échantillon et on appuie sur « OK ». Une valeur de point d'éclair Pensky sera affichée en °C.	 Pensky martin automatique ISL FP93 5G2
Point d'éclair Abel IP 170	On verse un échantillon dans une coupe jusqu'au niveau indiqué puis on place tout dans l'appareil automatique ensuite on introduit l'identification de l'échantillon et on appuie sur « OK ». Une valeur de point d'éclair Abel sera affichée en °C.	 Appareil automatique de point de flash abel ISL FP170 5G2

Point d' écoulement ASTM D 97	Dans un tube, on verse un volume d'échantillon jusqu'au trait de jauge puis on le place dans la jaquette de l'appareil automatique ensuite on fait introduire l'identification de l'échantillon et on appuie sur « start ». La valeur de point d'écoulement sera affichée en °C.	 Appareil automatique de point d'écoulement ISL CPP 5Gs
Freezing point ASTM D2386	Dans un tube, on verse un volume d'échantillon jusqu'au trait de jauge puis on le place dans la jaquette de l'appareil automatique ensuite on fait introduire l'identification de l'échantillon et on appuie sur « start ». La valeur de point de disparition des cristaux, sera affichée en °C.	 Appareil automatique de freeing point ISL 5G2s
Tension de la vapeur Reid ASTM	On place la seringue remplie d'échantillon refroidi sur l'appareil automatique puis on introduit l'identification de l'échantillon et on appuie sur « start ». La valeur de la tension de vapeur sera affichée en KPa.	 Appareil automatique de tension de vapeur Reid
1) Teneur en Soufre ASTM D5453 **2)** Teneur en azote ASTM 4629	On met un flacon rempli d'échantillon dans le plateau de l'injecteur automatique puis on introduit l'identification de l'échantillon sur le logiciel de l'analyseur de soufre et on lance l'analyse. Les valeurs de la teneur en soufre et la teneur en azote seront affichées simultanément en ppm.	 Analyseur de soufre et d'azote ANTEK

Teneur en Pb UOP 350	Après prétraitement et extraction, on remplit une cuve avec l'échantillon extrait puis on met cette cuve dans le spectrophotomètre UV-Visible ensuite on choisit le programme de approprié (plomb) et on appuie sur « mesure ». Une valeur de la teneur en plomb s'affiche en ppb.	 Spectrophotomètre HACH
Indice d'octane ASTM D2699	On fait la combustion d'un échantillon au moteur monocylindrique CFR (Cooperative fuel recheach) et on compare ses cliquetis avec ceux de deux étalons d'indices d'octane supérieur et inférieur. Ensuite à l'aide d'une formule de calcul on déduit la valeur d'indice d'octane en mode recherche RON ou en mode moteur MON.	 Moteur monocylindrique standard CFR
Teneur en eau ASTM 6304	À l'aide d'une seringue on injecte une masse déterminée d'échantillon dans la cellule de l'analyseur karl fisher puis on appuie sur « start ». Une valeur de la teneur en eau s'affiche en ppm.	 Analyseur karl fisher pour teneur en eau
Acidité totale ASTM D3242	On ajoute à 100 g d'échantillon, 100 ml de solvant approprié et quelques gouttes d'indicateur coloré puis on fait le dosage avec KOH alcoolique à l'aide de doseur semi-automatique. La valeur de l'acidité est exprimée en milligramme KOH par gramme d'échantillon.	 Dosimat pour acidité

Conductivité ASTM D2624	On fait tremper l'électrode de conductimètre dans l'échantillon. La valeur de conductivité s'affiche en Pico siemens par mètre.	 Conductimètre
B.S.W ASTM D4007	On introduit deux éprouvettes graduées 100 ml remplies de masses égales 50 ml d'échantillon et 50 ml de toluène, dans une centrifugeuse en position diamétrale. Après le temps d'analyse, on fait sortir les deux éprouvettes et on fait la lecture en pourcentage en sédiments et en eau B.S.W (bottom , sediment and water).	 Centrifugeuse pour BSW
Viscosité ASTM D 445	On fait introduire l'échantillon dans un viscosimètre immergé dans un bain thermostatique puis à l'aide d'un chronomètre on mesure le temps d'écoulement de l'échantillon via le capillaire de viscosimètre. Ensuite on déduit la viscosité cinématique en mm^2/S.	 Bain et viscosimètre avec son bain thermostatique

Composition en PIONA IFP 9301	On place un flacon rempli d'échantillon au plateau de l'injecteur automatique du chromatographe en phase gazeuse avec détecteur ionisation de flamme puis on choisit la méthode P.I.O.N.A (paraffines, iso-paraffines, oléfines, naphtènes, aromatiques) dans le logiciel et on lance l'analyse. Les valeurs en pourcentages massiques et volumiques vont être affichées.	 Chromatographe AC Agilent
Teneur en Sodium IP 470	On met un flacon rempli d'échantillon dans la tourelle de passeur automatique du spectromètre d'absorption atomique et on lance l'analyse depuis le logiciel. Une valeur de la teneur en sodium s'affiche en ppm.	 Spectromètre d'absorption atomique PERKIN ELMER
Teneur en Mercure UOP 938	On pose un flacon d'échantillon au passeur automatique d'analyseur de mercure puis on ouvre le logiciel tout en entrant l'identification de l'échantillon et on lance l'analyse. La valeur de teneur en mercure s'affiche en ppb.	 Analyseur de mercure NIC PE 1000

Teneur en Soufre et en Chlore IFP 9303	Après avoir broyé une prise d'essai de catalyseur, on pèse environ 10 g puis on met l'échantillon au port d'analyse sur le spectromètre RX ensuite on opère sur le logiciel et on lance l'analyse. Les valeurs de teneur en pourcentage en chlore et en soufre, s'affichent en ppm.	 Spectromètre rayons X PANalytical ZETIUM
Teneur en carbone ASTM D 6291 D 5373 UOP 703	Une pesée de 300 mg de granulés de catalyseur, est mise dans un creuset puis on opère sur le logiciel de l'analyseur de carbone tout en introduisant le creuset dans le tube de combustion et on lance l'analyse. La valeur de teneur en carbone dans le catalyseur s'affiche en pourcentage massique.	 Analyseur de carbone et de soufre ELTRA CS 580
Teneur en sels ASTM D 3230	Une prise d'essai d'échantillon est mélangée avec un solvant toluène/xylène puis on mesure la conductivité avec l'électrode du salinomètre. À l'aide d'une courbe d'étalonnage on déduit la teneur en sels en ppm.	 Salinomètre analis

III.7.Conclusion :

Dans ce chapitre, nous avons décrit tout le processus de fabrication des produits à haut indice d'octane (isomérat et reformat) en partant de la distillation atmosphérique du pétrole

brut jusqu'aux procédés catalytiques à savoir : l'hydrotraitement, l'isomérisation et le reforming catalytique.

L'amélioration d'indice d'octane du naphta en procédés catalytiques, se fait par l'utilisation des catalyseurs appropriés en termes de composition chimique, réactivité, sélectivité et régénérabilité ainsi la maitrise des conditions opératoires optimales pour assurer une meilleure performance.

Dans le chapitre suivant, nous allons présenter et interpréter les résultats d'analyses obtenus sur les différents produits des procédés étudiés.

Chapitre IV :
Résultats et discussions

IV.1.Introduction :

Dans ce chapitre, nous allons présenter et discuter les résultats d'analyses obtenus sur les produits des quatre unités à savoir ; l'unité de distillation atmosphérique du pétrole brut (U100), l'unité d'hydrotraitement du naphta total (U500), l'unité d'isomérisation du naphta léger (U510) et l'unité de reforming catalytique du naphta lourd.

IV.2.Unité de la distillation atmosphérique du pétrole brut (U100) :

IV.2.1.la charge de l'unité (pétrole brut) :

Tableau IV-1 : Résultats obtenus sur le pétrole brut alimentant l'unité 100. [10]

Caractéristiques	Méthode d'essai	Pétrole brut (la charge)
Masse volumique à 15°C (g/cm^3)	ASTM D1298	0,8037
Acidité Totale (mg KOH/g)	ASTM D3242	0,88
B.S.W (%)	ASTM D4007	< 0,1
Teneur en Plomb (ppb)	UOP 350	13,2
Teneur en sels (ppm)	ASTM D3230	6,9
Teneur en soufre (%)	ASTM D5453	0,049
TV.REID (g/cm^2)	ASTM D5191	700

D'après les résultats regroupés dans le tableau IV-1, la charge de l'unité de distillation atmosphérique est un pétrole léger (0,8034 g/cm^3) de bonne qualité avec basses teneurs en poisons (soufre, plomb, sels) donc un coût traitement moins couteux.

Tableau IV.2 : Coupes de pétrole brut selon la distillation TBP.

COUPES	%Poids	Position sur brut	%Volume	Position sur brut
LégersC_5^- : < C_5	03.32	00.00-03.32	04.53	00.00-04.53
Naphta léger : 35 – 80 °C	07.73	03.32-11.05	09.32	04.53-13.85
Naphta lourd : 80 – 165°C	19.00	11.05-30.05	20.39	13.85-34.24
Naphta Total : 35 – 165°C	26.73	03.32-30.05	29.71	04.53-34.24
Kérosène : 165 - 250°C	19.03	30.05-49.08	19.16	34.24-53.40
Gazole : 250 – 320°C	13.08	49.08-62.16	12.62	53.40-66.02
320 – 375°C	07.79	62.16-69.95	07.33	66.02-73.35
250 – 375°C	20.87	49.08-69.95	19.95	53.40-73.35
165 – 350°C	36.50	30.05-66.55	35.93	34.24-70.17
Résidus : 350^+ °C	33.45	66.55-100	29.83	70.17-100
375^+ °C	30.05	69.95-100	26.65	73.35-100
380^+ °C	29.44	70.56-100	26.08	73.92-100
400^+ °C	26.75	73.25-100	23.59	76.41-100

La distillation TBP nous montre que le pétrole alimentant l'unité de distillation, contient d'une quantité considérable en naphta total (naphta léger+ naphta lourd) atteignant 26,73% en poids ou bien 29,71 % en volume.

IV.2.2.Produits issus de la distillation atmosphérique :

Tableau IV-3 : Résultats d'analyses des produits issus de la distillation atmosphérique.

Caractéristiques		Méthodes d'essai	Produits			
			Naphta total	Kéro (I et II)	LGO	RCO
Masse volumique à15°C (kg/L)		ASTM D1298	0,714	0,786	0,834	0,914
Aspect		Visuel	L	L	L	
Couleur		ASTM D156	+30	+30	<0,5	
Conductivité		ASTM D2624		600		
Point d'éclair "Abel"(°C)		IP 170		48		
Point d'éclair Pensky (°C)		ASTM D93			76	140
Point d'écoulement (°C)		ASTM D97			-15	
Point de Congelation(°C)		ASTM D2386		-63		
Acidité Totale (mgKOH/g)		ASTM D3242		0,0119		
Viscosité à -20°C (Cst)		ASTM D445		3,4567		
Viscosité à +50°C (Cst)						80,4
Distillation V(%)=F(T)	PI	ASTM D86	42	164,9	176	
	5%		48	170,9	/	
	10%		53	172,9	225	
	30%		66	176,9	244	
	50%		87	179,9	266	
	65%		/	/	288	
	70%		112	183,9	296	
	90%		142	190,9	337	
	PF		168	200,9	360	
	V (%)		98,0	98,0	98,0	
	Pertes		1,0	0 ,98	1,0	
	Résidu		1,0	1,2	1,0	

Parmi les produits obtenus de la distillation atmosphérique, nous nous intéressons à la qualité du naphta total qui va subir un enchainement d'opérations au procédé d'hydrotraitement.

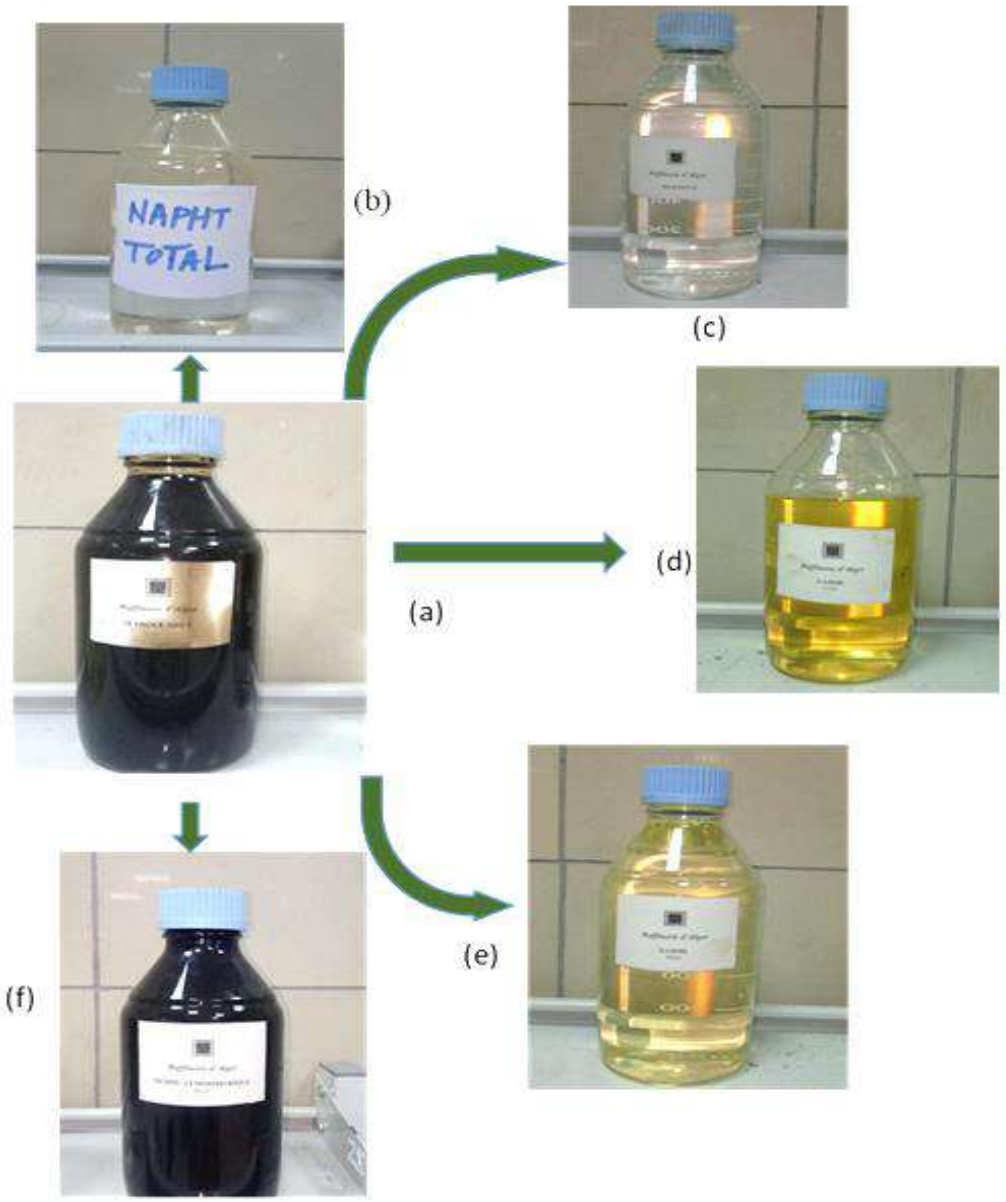


Fig IV-1 : (a) Pétrole brut, (b) naphta total, (c) kérosène, (d) gazole léger, (e) gazole lourd, (f) résidu atmosphérique (distillation atmosphérique).

IV.3.Unité d'hydrotraitement du naphta NHT U500 :

Tableau IV-4 : Spécifications de design de la charge (naphta total) pour hydrotraitement. [11]

Qualité		Cas 1		Cas 2	
		Naphta léger (C5-140°C)	Naphta lourd (140-165°C)	Naphta léger (C5-140°C)	Naphta lourd (140-165°C)
% massique de la charge		79.82	20.18	82.55	17.45
Gravité spécifique		0.7000	0.7651	0.7071	0.7656
Sulfure total ppm		<30	<50	<30	<50
Soufre mercaptan ppm		<20	<20	<20	<20
Azote ppm		<1	<1	<1	<1
Chore ppm		2	2	2	2
RON/MON estimés		66/63	40/35	64/61	40/35
Tension de vapeur psi		6.6	0.2	5.5	0.2
Distillation ASTM D 86					
Pi		43.3	118.8	42.3	122.7
5%		56.8	138.0	55.8	141.7
10%		59.5	143.9	58.8	144.6
30%		76.2	150.8	90.3	151.7
50%		93.6	155.4	100.1	156.7
70%		106.5	160.4	115.0	161.8
90%		124.5	167.0	127.6	169.3
95%		132.5	171.1	133.9	171.7
Pf		144.4	180.4	146.6	180.1
Contaminants totaux					
Soufre	ppm	50 max		50 max	
Azote	ppm	1 max		1 max	
Pb / Cu / Ni	ppb	20 / 20 / 20		20 / 20 / 20	
As / Hg	ppb	10 / 5		10 / 5	
Métaux lourds	ppb	50		50	
Métaux totaux	ppb	125 max		125 max	
	ppm	2		2	

Tableau VI-5 : Spécifications de design requises pour produits issus du procédé d'hydrotraitement. [11]

	Naphta lourd	Naphta léger
Soufre	0.5 ppm	0.5 ppm
Azote	0.5 ppm	0.1 ppm
Eau	4 ppm	10 ppm
Arsenic	5 ppb	1 ppb
Oléfines	Nul	1000 ppm
Métaux	5 ppb	5 ppb
Halogène(F, Cl)	0.5 ppm	1 ppm

Tableau IV-6 : Résultats d'analyses de la charge et des produits du procédé d'hydrotraitement.

Caractéristiques		Méthodes d'essai	charge	Produits	
			naphta total	Naphta lourd	Naphta léger
Masse volumique à 15°C (Kg/L)		ASTM D1298	0,714	0,744	0,658
Aspect		Visuel	L	L	L
Couleur		ASTM D156	+30	+30	+30
Distillation V(%)=F(T)	PI	ASTM D86	42	100	33
	5%		48	105	39
	10%		53	110	44
	20%		59	116	48
	30%		66	124	51
	50%		87	133	53
	70%		112	140	58
	90%		142	153	65
	95%		156	164	71
	PF		168	171	78
TV REID (g/cm^2)		ASTMD5191	680	560	780
Indice d'octane RON		ASTMD2699	70	72	68
Teneur en Plomb (ppb)		UOP 350	12,7	3,24	2,16
Teneur en soufre (ppm)		ASTM D5453	5,869	0,044	0,036
Teneur en mercure (ppb)		UOP 938-10	1,9	0,80	0,84
Teneur en azote (ppm)		ASTM 4629	0,55	0,07	0,05
Teneur en eau (ppm)		ASTM 6304	85,4	7,9	9,3
Composition en %volumique	n-paraffines	IFP 9301	25,36	10,86	51,22
	Iso-paraffines		37,56	41,87	37,15
	Oléfines		0,02	0	0
	Naphtènes		30,96	39,02	8,31
	Aromatiques		6,10	8,25	3,32

IV.3.1.La charge de l'unité (naphta total) :

En se référant au tableau IV-4, nous allons examiner les résultats des analyses du naphta total présentés au tableau IV-6 comme ce suit :

- La masse volumique du naphta total étant 0,714 Kg/L, est dans l'intervalle des spécifications de design.
- Le point initial et le point final de la distillation ASTM D86 étant respectivement 42 C° et 168 C°, sont acceptables par rapport aux exigences de design.
- Les teneurs en contaminants (soufre, azote, plomb et mercure) sont en dessous des limites maximales tolérées.

- La chromatographie en phase gazeuse a révélé que le naphta total est paraffinique à 62,92 en pourcentage volumique en normal et en iso paraffines, s'étalant sur la coupe : C_5 jusqu'au C_{10} (voir tableau IV-7).

Tableau IV-7 : Composition en % volumique de P.I.O.N.A dans le naphta total.

Nombre de carbone	n-paraffines	iso-paraffines	Oléfines	Naphtènes	Aromatiques
4	0,51	0,27	0	0	0
5	8,02	3,75	0	0,75	0
6	7,78	6,20	0,02	3,40	1,14
7	7,62	6,20	0	6,48	1,45
8	1,35	12,26	0	11,49	2,29
9	0,08	8,05	0	5,07	1,15
10	0	0,57	0	3,66	0,07
11	0	0	0	0	0
12^+	0	0,26	0	0	0
Polycycliques	0	0	0	0,12	0
Total	25,36	37,56	0,02	30,96	6,10

IV.3.2.Produits de l'unité :

Nous allons discuter les résultats d'analyses du naphta léger et du naphta lourd étant exhibés au tableau IV-6 tout en se référant au tableau IV-5 :

IV.3.2.1.Naphta léger :

- Le procédé d'hydrotraitement a fourni une fraction hydrotraitée légère d'une masse volumique de 0,658 Kg/L, ayant des teneurs en contaminants en dessous des limites maximales tolérées dont les rendements d'élimination sont excellents : 99,38% de soufre, 82 ,99 % de plomb, 55,78% de mercure, 90,91% d'azote et 89,11% d'eau.
- La chromatographie en phase gazeuse a montré que le naphta léger est fortement paraffinique avec 84,08 % en volume (nC_5/ nC_6 et iC_5/iC_6) dont 37,15 % volumique en iso-paraffines (iC_5/iC_6). La coupe en P.I.O.N.A du naphta léger est composée de C_5 et de C_6 seulement. (voir le tableau IV-8)

Tableau IV-8 : Composition en % volumique de P.I.O.N.A dans le naphta léger.

Nombre de carbone	n-paraffines	iso-paraffines	Oléfines	Naphtènes	Aromatiques
4	1,04	1,59	0	0	0
5	26,62	16,06	0	1,45	0
6	23,52	19,50	0	6,51	3,32
7	0	0	0	0,36	0
8	0,01	0	0	0	0
9	0,02	0	0	0	0
10	0	0	0	0	0
11	0	0	0	0	0
12^{+}	0	0	0	0	0
Polycyclique	0	0	0	0	0
Total	51,22	37,15	0	8,31	3,32

IV.3.2.2.Naphta lourd :

- Le procédé d'hydrotraitement a également fourni une fraction hydrotraitée plus lourde que la charge d'une masse volumique de 0,744 Kg/L, ayant des teneurs en contaminants en dessous des limites maximales tolérées dont les rendements d'élimination sont meilleurs : 99,25% de soufre, 74 ,48% de plomb, 57,89% de mercure et 87,27% d'azote. Malgré le bon rendement d'élimination de l'eau (90,74%), le procédé d'hydrotraitement n'a pas pu ramener la teneur en eau à 4 ppm étant la limite maximale tolérée car la teneur en eau dans la charge (naphta total) est relativement élevée (85,4 ppm). Nous suggérons d'abaisser la teneur en eau dans le naphta total soit au niveau du procédé de la distillation atmosphérique tout en jouant sur les paramètres opératoires ou bien faire la décantation du naphta total au niveau des réservoirs de stockage avant de l'envoyer à l'unité d'hydrotraitement.
- L'analyse chromatographique de P.I.O.N.A a montré que la coupe du naphta lourd commence de C_7 jusqu'à C_{11} avec 39,02 % en naphtènes, 41,87 % en iso-paraffines, 0% en oléfines et 8,25 % en aromatiques tous en pourcentage volumique. (voir le tableau IV-9)

Tableau IV-9 : Composition en % volumiques de P.I.O.N.A dans le naphta lourd.

Nombre de carbone	n-paraffines	iso-paraffines	Oléfines	Naphtènes	Aromatiques
4	0,01	0	0	0	0
5	0	0	0	0	0
6	0	0	0	1,61	0
7	10,44	8,14	0	11,16	1,97
8	0	17,95	0	9,26	3,43
9	0,13	7,90	0	12,82	2,76
10	0,16	7,84	0	2,99	0,09
11	0,12	0	0	0,92	0
12^{+}	0	0,03	0	0	0
Polycyclique	0	0	0	0,28	0
Total	10,86	41,87	0	39,02	8,25

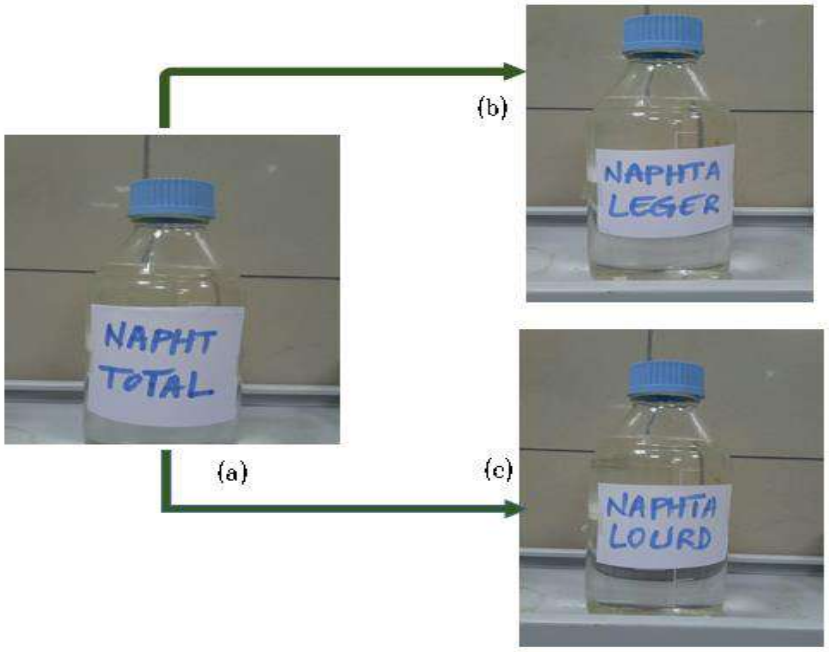


Fig IV-2 : (a) naphta total, (b) naphta léger et (c) naphta lourd NHT (U500).

IV.4.Unité d'isomérisation (U 510) :

Le tableau ci-après présente les résultats d'analyses obtenus sur la charge et produit du procédé d'isomérisation.

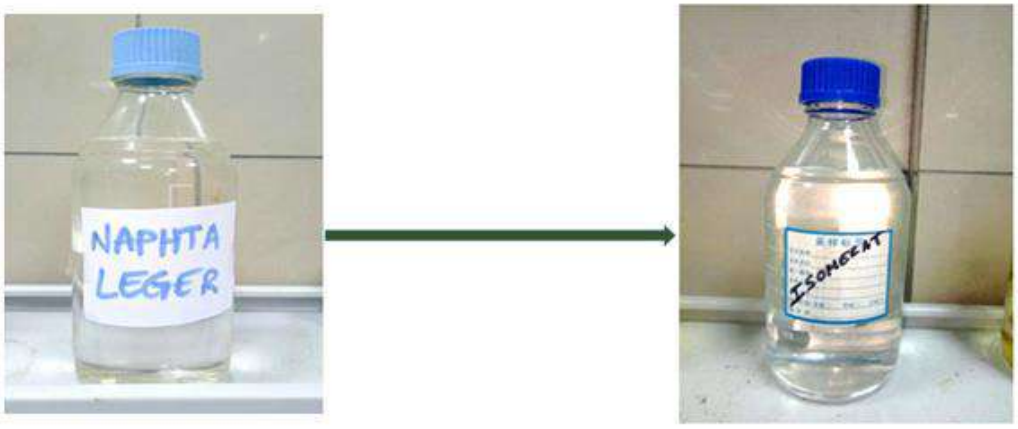
Tableau IV-10 : Résultats d'analyses de la charge (naphta léger) et produit (isomérat) du procédé d'isomérisation.

Caractéristiques	Méthodes d'essai	Charge	Produit
		Naphta léger	Isomérat
Masse volumique à 15°C (Kg/L)	ASTM D1298	0,658	0,648
Aspect	Visuel	L	L

Couleur		ASTM D156	+30	+30
Distillation V(%)=F(T)	Pi	ASTM D86	28	25
	Pf		70	54
TV.REID (g/cm^2)		ASTM D5191	780	1162
Indice d'octane RON		ASTM D2699	68	88,0
Teneur en Plomb (ppb)		UOP 350	2,16	1,87
Teneur en soufre (ppm)		ASTM D5453	0,036	0,180
Teneur en mercure (ppb)		UOP 938-10	0,84	0,74
Teneur en eau (ppm)		ASTM 6304	9,3	8,2
Composition en % volumique	Paraffines	IFP 9301	50,81	10,70
	nC_5/nC_6		26,39/23,65	10,04/0,53
	Iso-paraffines		34,32	80,5
	iC_5/iC_6		15,51/19,64	32,89/45,75
	Oléfines		0	0
	Naphtènes		10,03	7,78
	Aromatiques		3,44	0,02

En examinant les résultats regroupés au tableau IV-10, nous pouvons relater ce que suit :

- Le procédé d'isomérisation a généré une amélioration d'indice d'octane RON de 68 dans la charge à 88 dans l'isomérat soit un rendement de 29,41 %, suivi par conséquent d'une augmentation importante du taux d'iso-paraffines (ayant un indice d'octane élevé) de 34,32 à 80,4 en pourcentage volumique. Cette hausse est due à la réaction d'isomérisation ou l'arrangement des nC_5/nC_6 en iC_5/iC_6.
- Le pourcentage volumique des naphtènes a légèrement diminué de 10,03 à 7,8. Cela s'explique qu'il s'agit d'une réaction d'ouverture de cycles de naphtènes.
- Également, nous constatons une baisse brusque du pourcentage volumique en aromatiques de 3,44 à 0,02 ce qui nous indique qu'une réaction d'hydrogénation de noyau benzénique a eu lieu.



(a) (b)

Fig IV-3 : (a) naphta léger, (b) isomérat U 510.

IV.5.Unité de reforming catalytique (U520) :

IV.5.1.Résultats d'analyses obtenus sur la charge et le reformat :

Tableau IV-11 : Résultats d'analyses de la charge et de reformat du procédé de reforming catalytique.

Caractéristiques		Méthodes D'essai	Charge Naphta lourd	Produit Reformat
Masse volumique à 15°C (Kg/L)		ASTM D1298	0,744	0,823
Aspect		Visuel	L	L
Couleur		ASTM D156	+30	
Distillation V(%)=F(T)	Pi	ASTM D86	95	45
	Pf		171	202
TV.REID g/cm^2		ASTM D5191	560	190
Indice d'octane RON		ASTM D2699	72	101,7
Teneur en Plomb (ppb)		UOP 350	3,24	1,3
Teneur en soufre (ppm)		ASTM D5453	0,355	0,221
Teneur en mercure (ppb)		UOP 938-10	0,80	0,70
Teneur en eau (ppm)		ASTM 6304	7,9	30,8
Composition en % volumique	Paraffines	IFP 9301	62,31	19,56
	Oléfines		0	1,33
	Naphtènes		35,35	1,24
	Aromatiques		2,34	77,87

En analysant les données du tableau IV-11, nous remarquons qu'une augmentation substantielle d'indice d'octane RON ayant passé de 72 dans la charge pour atteindre 101,7 dans le reformat soit un rendement de 41,25 %. Cette hausse de d'indice d'octane est manifestement le résultat d'une conversion importante en aromatiques (ayant un indice d'octane élevé) de 2,34 % à 77,87 % en volume. Ce taux élevé en aromatiques s'explique par :

- Une conversion considérable des naphtènes en aromatiques par le biais de la réaction de déshydrogénation des naphtènes que leur pourcentage en volume a passé de 1,24 % dans la charge à 35,35 % dans le reformat.
- Une conversion assez importante des paraffines en aromatiques par la réaction de déshydrocyclisation des paraffines où leur pourcentage en volume a reculé de 62,32 % dans la charge à 19,56 % dans le reformat.

IV.5.2.Résultats d'analyses obtenus sur le catalyseur CR 401 :

D'après les résultats d'analyses présentés dans le tableau IV-12, nous constatons que le régénérateur 520-R-051 a pu diminuer le taux de coke sur le catalyseur de 4,3216 % massique

jusqu'au 0,0109 % massique soit un rendement de 99,75 % tout en gardant les taux en chlore dans normes exigées (0,9%< Cl < 1,1%), ceci pour préserver la fonction acide du catalyseur et par conséquent garder en continu la meilleure performance du procédé de reforming catalytique.

Tableau IV-12 : Résultats d'analyses de catalyseur avant et après la régénération exprimés en pourcentages massiques.

Analyse / Catalyseur	**Teneur en carbone**	**Teneur en chlore**
Catalyseur noir	4,3216 %	0,913 %
Catalyseur régénéré	0,0109 %	0,924 %

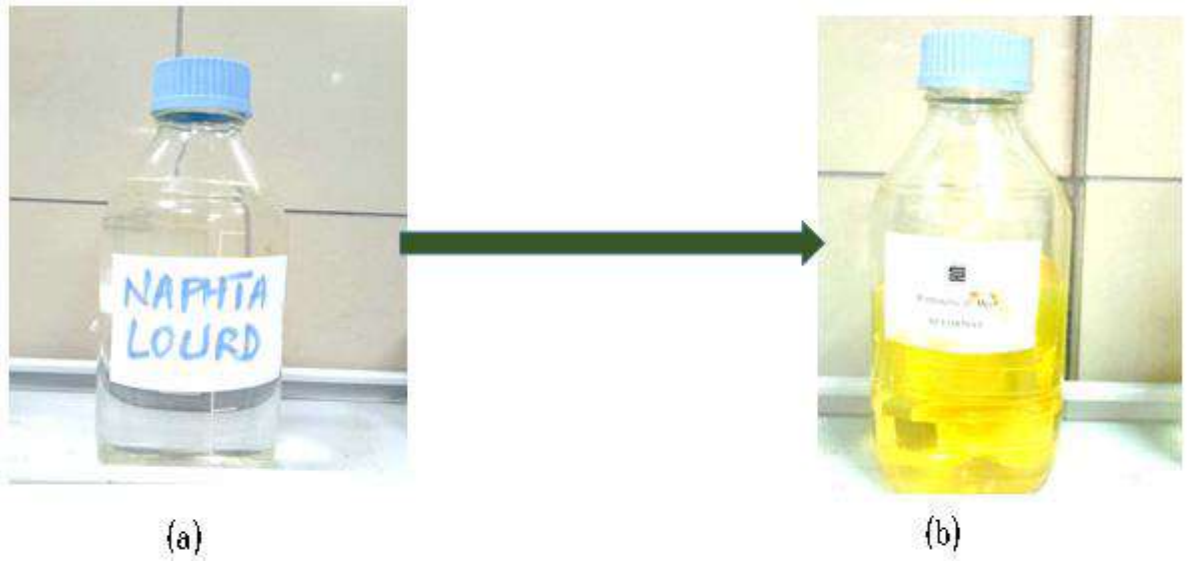


Fig IV-4 : (a) Naphta lourd, (b) Reformat du procédé de reforming U520.

IV.6.Conclusion :

L'examen et l'interprétation des différents résultats d'analyses des produits issus des divers procédés étudiés, nous amène à conclure ce que suit :

- Le bon fonctionnement du procédé d'hydrotraitement du naphta total, tout en fournissant deux fractions propres et hydrotraitées (naphta léger et naphta lourd) en étant conformes aux spécifications requises.
- La bonne performance du procédé d'isomérisation ayant pu améliorer l'indice d'octane RON de la charge de 68 à 88 en étant l'objectif escompté.
- L'excellent rendement du procédé de reforming catalytique, ayant fortement amélioré l'indice d'octane RON de la charge de 71 à 101,7 en réalisant pleinement l'objectif du procédé.

Conclusion générale

Conclusion générale

L'étude réalisée, nous a permis de suivre de près tout processus ayant pour objectif principal, l'amélioration de l'indice d'octane du naphta issu de la distillation atmosphérique du pétrole brut algérien, en partant de l'étape primordiale en étant l'hydrotraitement jusqu'à l'obtention de l'isomérat et du reformat à la sortie du procédé d'isomérisation et du procédé de reforming catalytique respectivement.

Les pertinentes conclusions que l'on peut tirer de ce travail sont les suivantes :

- L'hydrotraitement efficace du naphta total est une étape essentielle, qui, en présence du catalyseur bimétallique Co-Mo/Al_2O_3, permet de fournir deux fractions (naphta léger et naphta lourd) suffisamment hydrotraitées avec des teneurs basses en poisons et en contaminants , tout en éliminant 99,38% de soufre, 82 ,99 % de plomb, 55,78% de mercure, 90,91% d'azote et 89,11% d'eau dans la naphta léger et également 99,25% de soufre, 74 ,48% de plomb, 57,89% de mercure et 87,27% d'azote dans le naphta lourd.
- Le procédé d'isomérisation du naphta léger, a été très efficace et performant en améliorant l'indice d'octane RON de 68 à 88 soit un rendement de 29,41 %.
- Le procédé du reforming catalytique du naphta lourd, apparait un excellent rendement de 41,25 % avec une hausse importante de 72 à 101,7 sur l'indice d'octane RON.
- Dans le but de maintenir et préserver les performances des procédés d'isomérisation et du reforming catalytique en rendement du reformat, d'isomérat ainsi en indice d'octane, le catalyseur utilisé dans chaque procédé doit être actif, sélectif et stable. Il s'agit essentiellement de catalyseur monométallique bi-fonctionnel Pt/Al_2O_3 Chlorée dans l'unité d'isomérisation et de catalyseur bimétallique Pt-Sn/ Al_2O_3 Chlorée utilisé dans l'unité de reforming catalytique.
- La nouvelle technique de la régénération continue du catalyseur au procédé de reforming, a donné ses bienfaits en évitant d'une part la désactivation rapide du catalyseur (dépôt de coke) et d'autre part diminuant les réactions indésirables de craquage.
- La bonne maitrise des paramètres opératoires : température, pression totale, la vitesse spatiale, le rapport H_2/HC, le rapport H_2O/Cl et la qualité de la charge dans chaque procédé, est cruciale pour veiller à la bonne performance des procédés catalytiques.

En perspective :

- Faire une étude sur les aspects physico-chimiques des deux catalyseurs d'isomérisation et de reforming tout en variant leur composition en platine afin d'élucider l'influence de leur sélectivité, leur stabilité et leur réactivité sur la performance des procédés.
- Étudier les caractéristiques des différents adsorbants de prétraitement en amont et en aval des procédés afin d'améliorer en continu leurs rendements et proposer des solutions techniques pour leur régénérablité.
- Faire des modélisations des procédés d'isomérisation et du reforming catalytique, en utilisant les méthodes d'intelligence artificielle (Neurone floue, Réseaux de neurones artificielles).

Références bibliographiques

[1]: Maples, R. E. (1993). ‘‘Petroleum Refining Process Economics.’’ Penn Well Book, Tulsa.

[2]: M.A.FAHIM Fundamentals of petroleum refining.

[3]: Gary, J. H, and Handwerk, G. E. (2001) ‘‘Petroleum Refining.’’ Marcel Dekker, NewYork.

[4]: Kaes, G. L. (2000) ‘‘Refinery Process Modeling’’ Kaes Enterprises Inc, Colbert (Georgia).

[5]: Travers, C. (2001). ‘‘Isomerization of light paraffins’’ Chapter 6 in ‘‘Conversion Processes’’

[6] : Antos, G. J. et al. (1995) ‘‘Catalytic Naphtha Reforming’’ Marcel Dekker, New York.

[7]: JA. George, MA. Abdullah, *«Catalytic naphtha reforming »*, New York: Marcel Dekker, 2004.

[8] : Manuel opératoire de la raffinerie d’Alger.

[9] : Documentation de la raffinerie d’Alger, « Foster Wheeler ».

[10] : Manuel opératoire « Atmospheric distillation unit & gas plant unit ».

[11] : Manuel opératoire « Naphta hydrotreating unit U500 ».

[12] : Manuel opératoire « Light naphta isomerisation unit U510 ».

[13] : Manuel opératoire « Heavy naphta catalytic reforming unit CCR U520 ».

[14] : Manuel opératoire « Residual fluid catalytic cracking unit U530 ».

[15] : Manuel opératoire « Sulfure block unit ».

[16] : Manuel d'exploitation « Unité de l’eau brute U701 ».

[17] : Manuel d'exploitation « Réseaux d’eau de refroidissement U710 &U711 ».

[18] : Manuel d'exploitation « Unité d’eau déminéralisée U720 ».

[19] : Manuel d'exploitation « Unité U751 ».

[20] : Manuel opératoire « Unité de production d’air U781 ».

[21] : Manuel opératoire « Unité de production d’azote U810 ».

[22] : Manuel d'exploitation « Unité de traitement des effluents U850 ».

[23] : Manuel opératoire « Stockage ».

[24] : Manuel opératoire de laboratoire.

[25] : J.P. WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 1, Edition TECHNIP 1994 – Paris, p 3 – 13.

[26] : P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 41 – 45.

[27] : Cours de Raffinage I : Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie (FHC), Université A. BOUGUERRA, Boumerdes 2003-2004, Groupes : IGCR99 et IGCP99.

[28]: Isomerization training-Algers refinery 2019 (Axens).

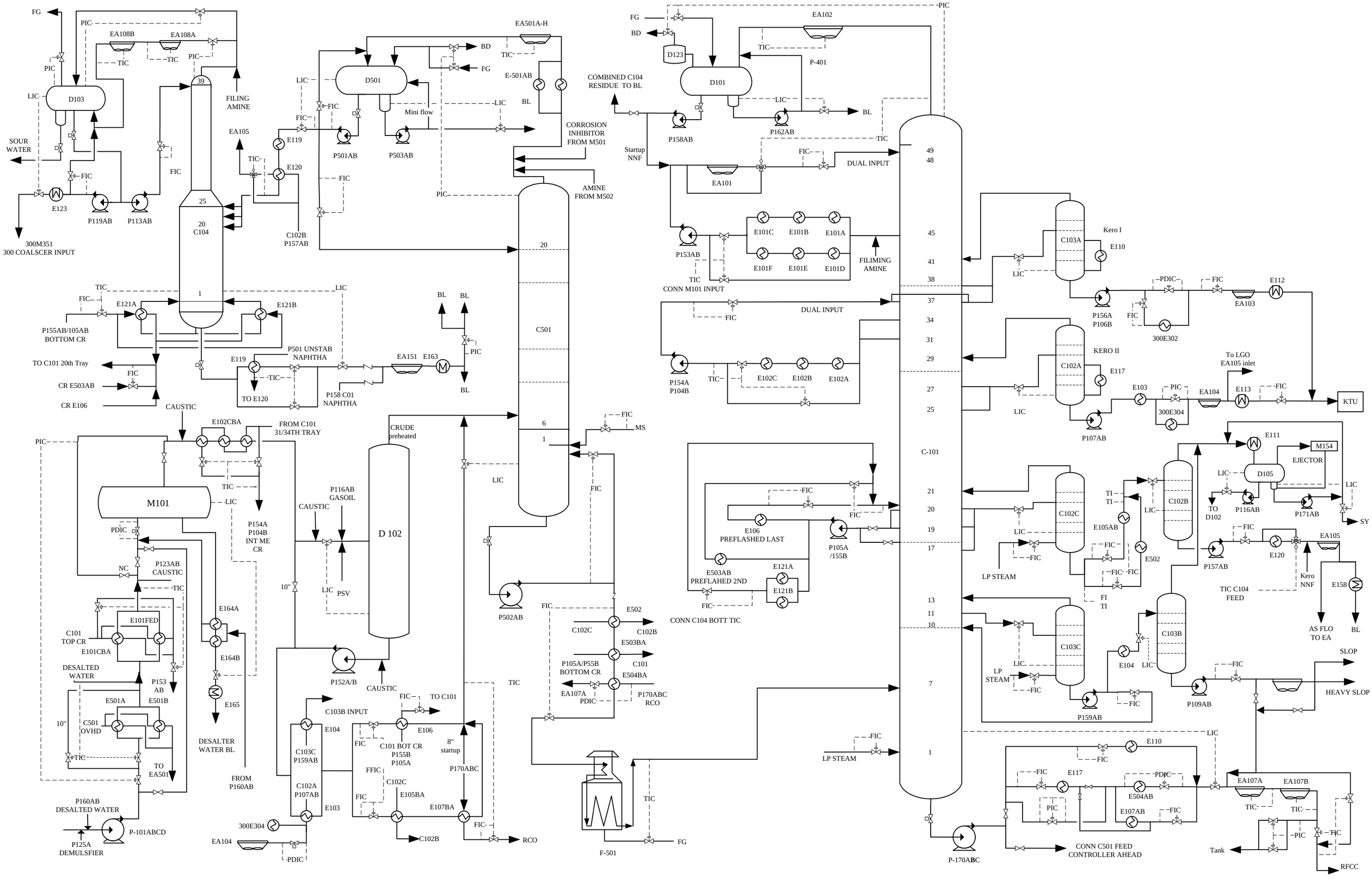
[29]: NDHT-Octanizing training-Algers refinery 2019 (Axens).

[30]: Martino, G. (2001). ‘‘Catalytic Reforming’’ Chapter 4 in ‘‘Conversion Processes’’ Petroleum

Annexe 1 :

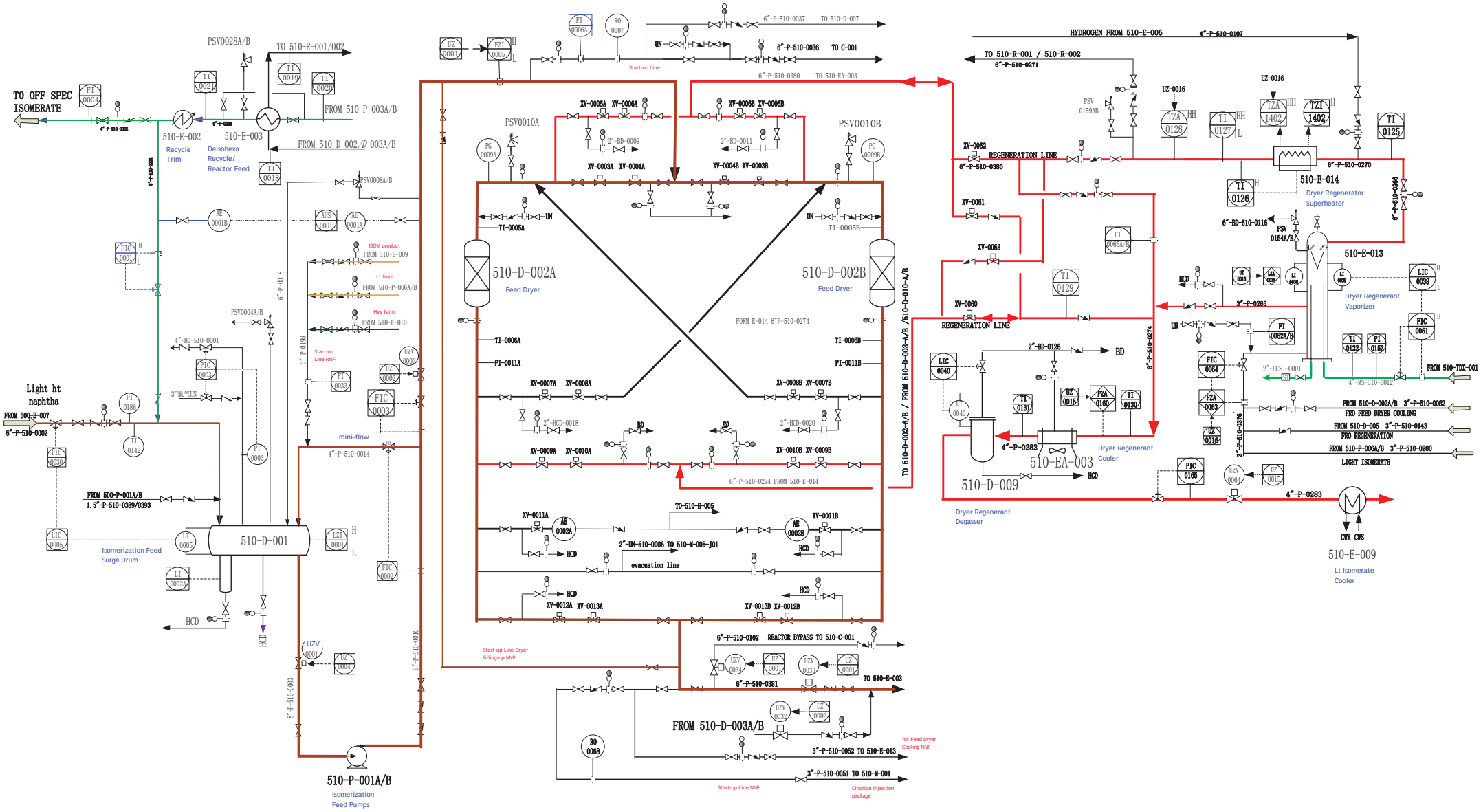
Schéma général de l’unité de la distillation Atmosphérique U100

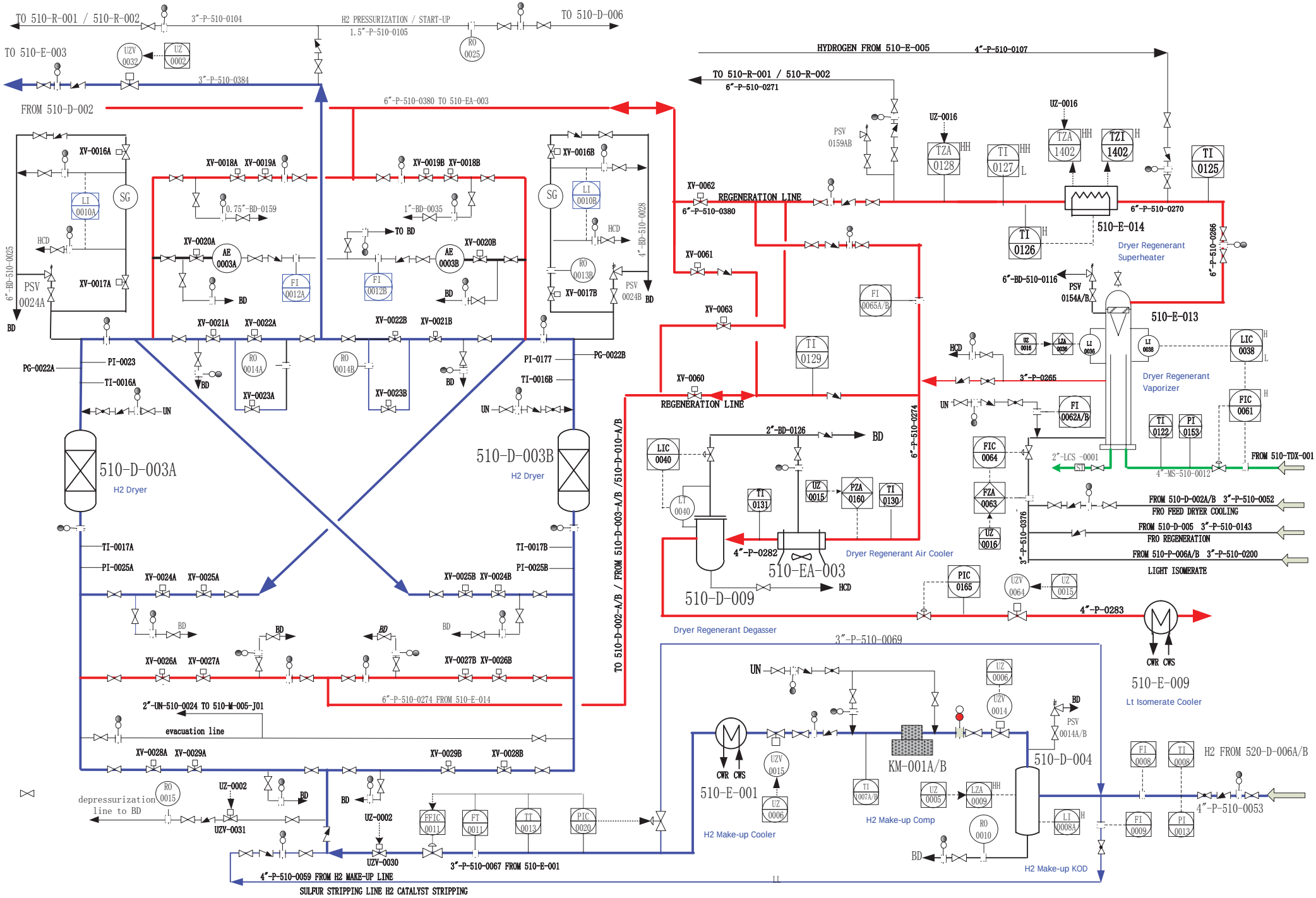
OVERVIEW FOR 360MMTPA ADU (100#)

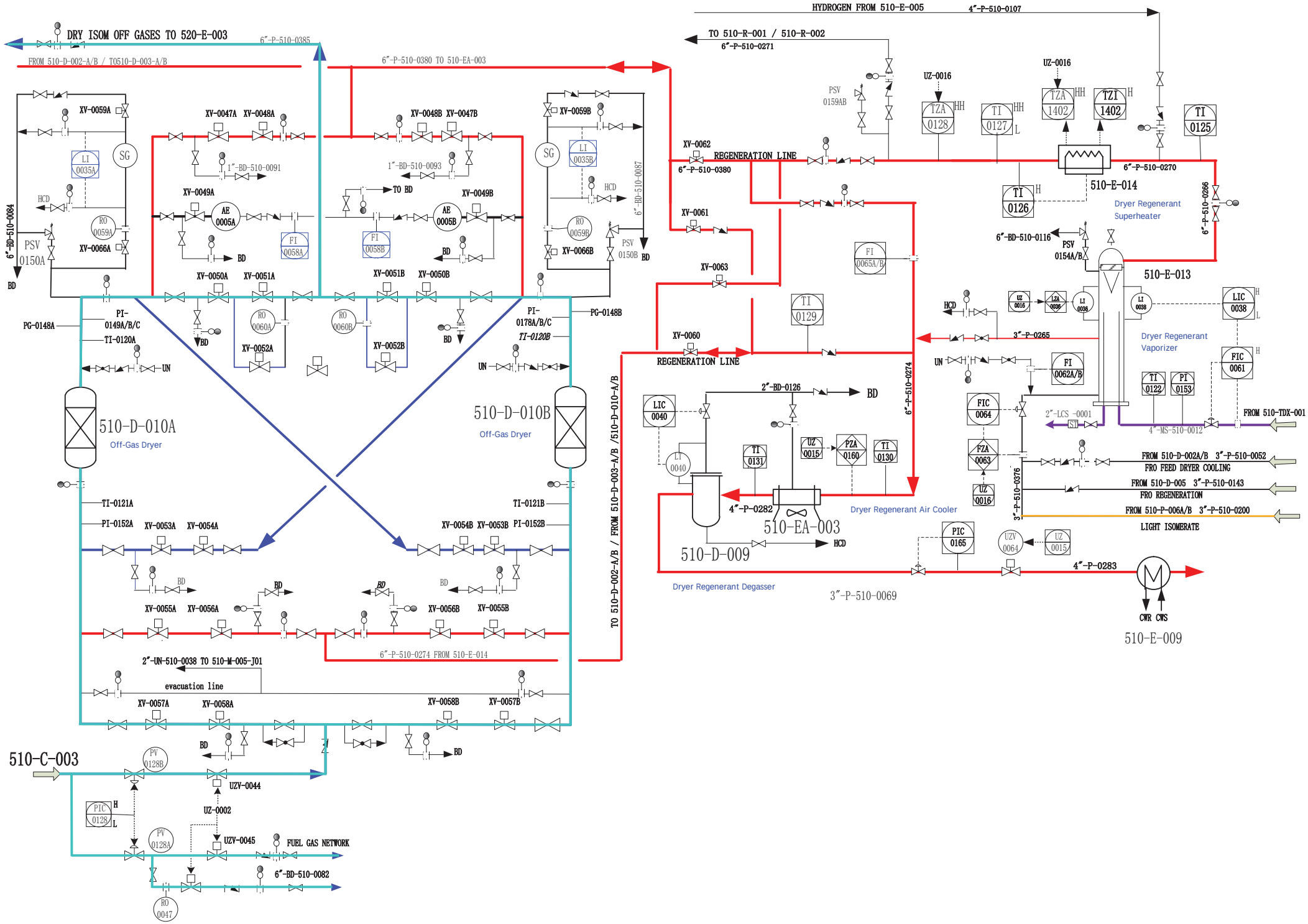


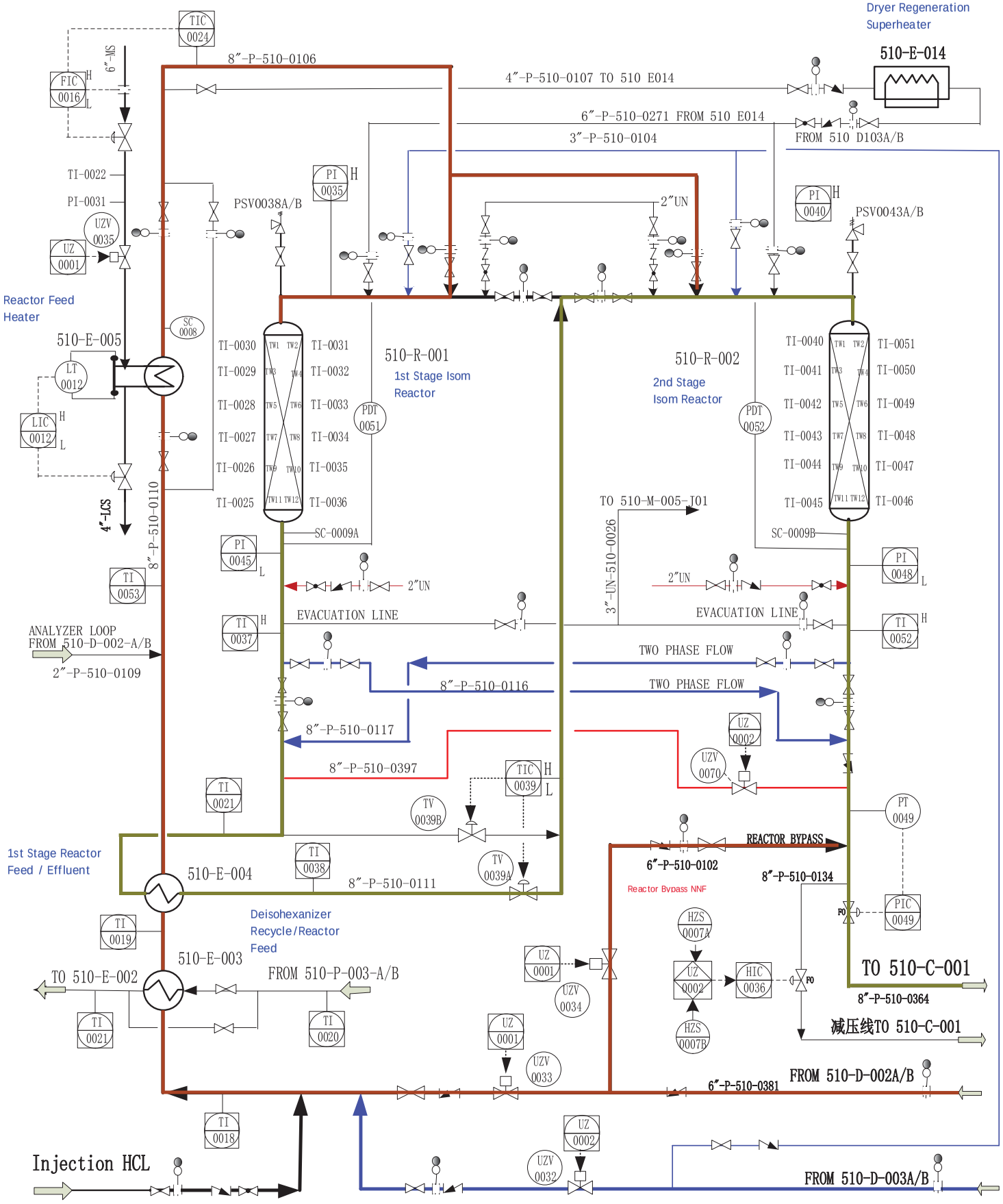
Annexe 2 :

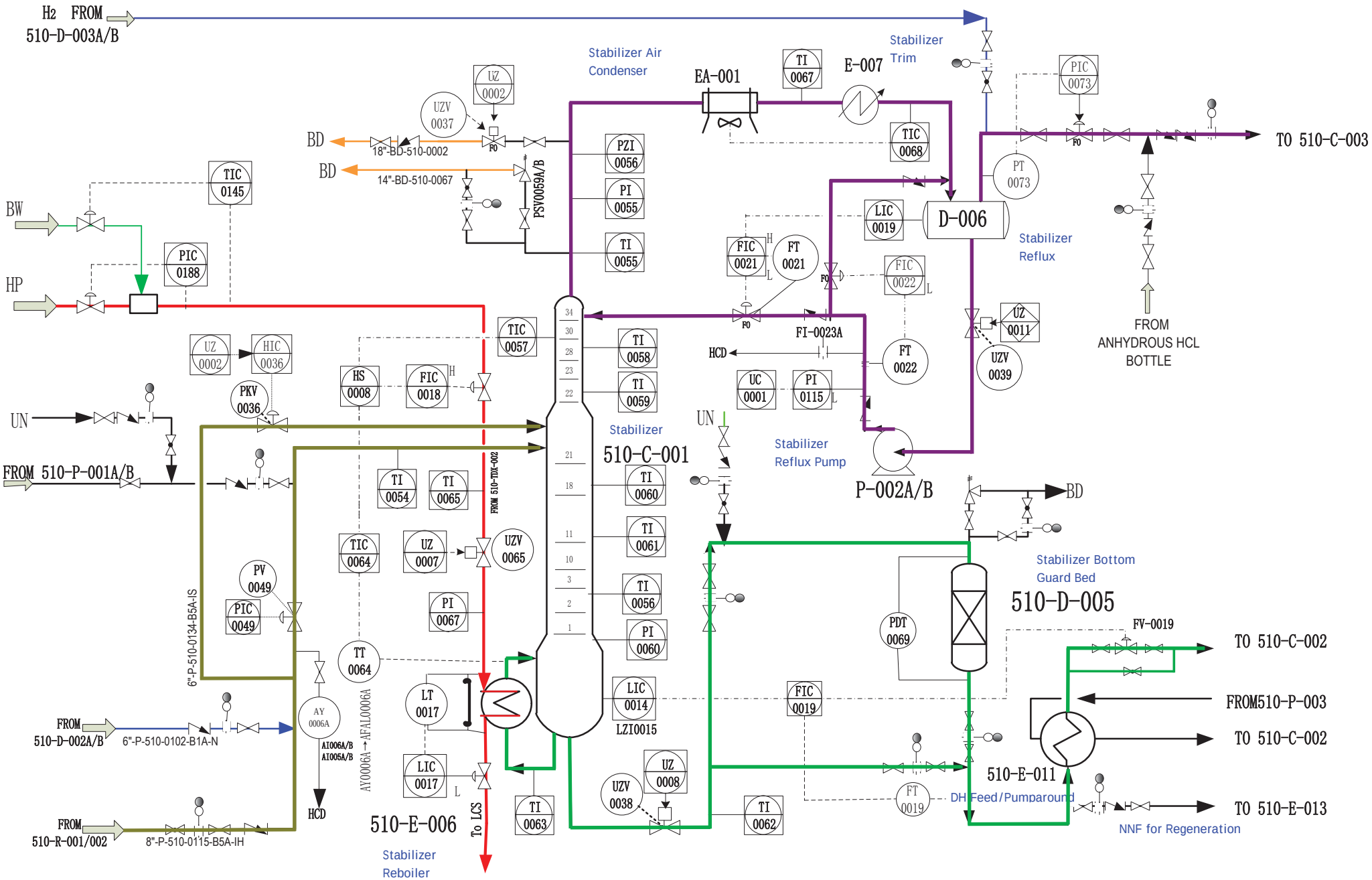
Schémas détaillés de l’unité d’isomérisation U510

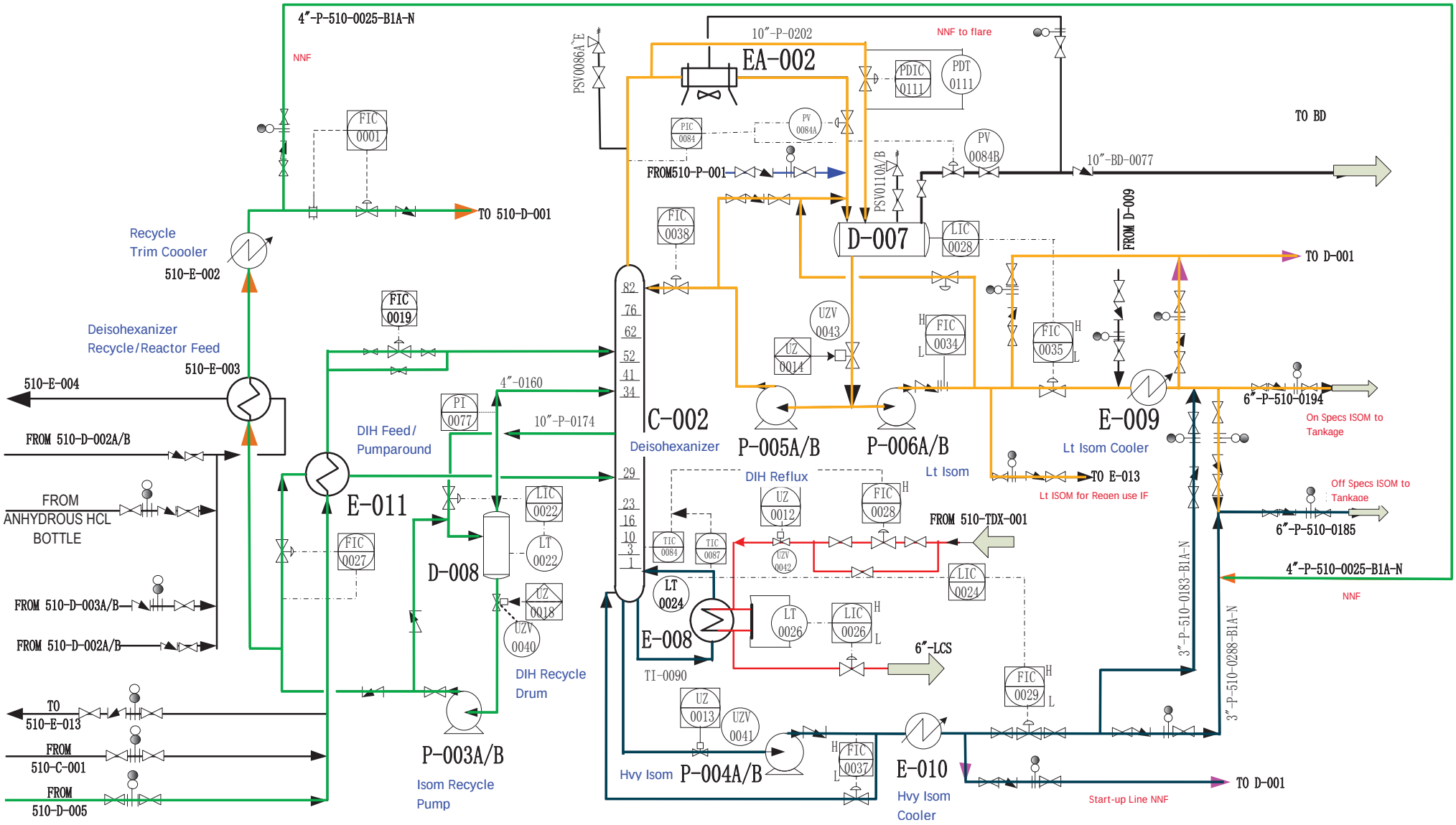

TO OFF SPEC ISOMERATE
PSV0028A/B
TO 510-R-001/002
FROM 510-P-003A/B
FROM 510-D-002/-D-003A/B
510-E-002
Recycle Trim
510-E-003
Deisohexa Recycle/ Reactor Feed
PSV0008A/B
ISOM product FROM 510-E-009
Lt Isom FROM 510-P-006A/B
Hvy Isom FROM 510-E-010
Start-up Line NNF
mini-flow
Light ht naphtha
FROM 500-E-007
FROM 500-P-001A/B
Isomerization Feed Surge Drum
510-D-001
HCD
510-P-001A/B
Isomerization Feed Pumps
PSV0010A
PSV0010B
510-D-002A
Feed Dryer
510-D-002B
Feed Dryer
FORM E-014 6"P-510-0274
TO 510-P-002-A/B / FROM 510-D-003-A/B /510-D-010-A/B
6"-P-510-0037 TO 510-D-007
6"-P-510-0036 TO C-001
6"-P-510-0380 TO 510-EA-003
Start-up Line
6"-P-510-0274 FROM 510-E-014
TO 510-E-005
2"-UN-510-0006 TO 510-M-005-J01
evacuation line
6"-P-510-0102 REACTOR BYPASS TO 510-C-001
6"-P-510-0381
TO 510-E-003
FROM 510-D-003A/B
3"-P-510-0062 TO 510-E-013
3"-P-510-0051 TO 510-M-001
Start-up Line Dryer filling-up NNF
Start-up Line NNF
for Feed Dryer Cooling NNF
Chloride injection package
HYDROGEN FROM 510-E-005
TO 510-R-001 / 510-R-002
REGENERATION LINE
510-E-014
Dryer Regenerator Superheater
510-E-013
Dryer Regenerant Vaporizer
510-EA-003
Dryer Regenerant Cooler
510-D-009
Dryer Regenerant Degasser
510-E-009
Lt Isomerate Cooler
FROM 510-D-002A/B 3"-P-510-0052
PRO FEED DRYER COOLING
FROM 510-D-005 3"-P-510-0143
PRO REGENERATION
FROM 510-P-006A/B 3"-P-510-0200
LIGHT ISOMERATE
4"-P-0283
CWR CWS

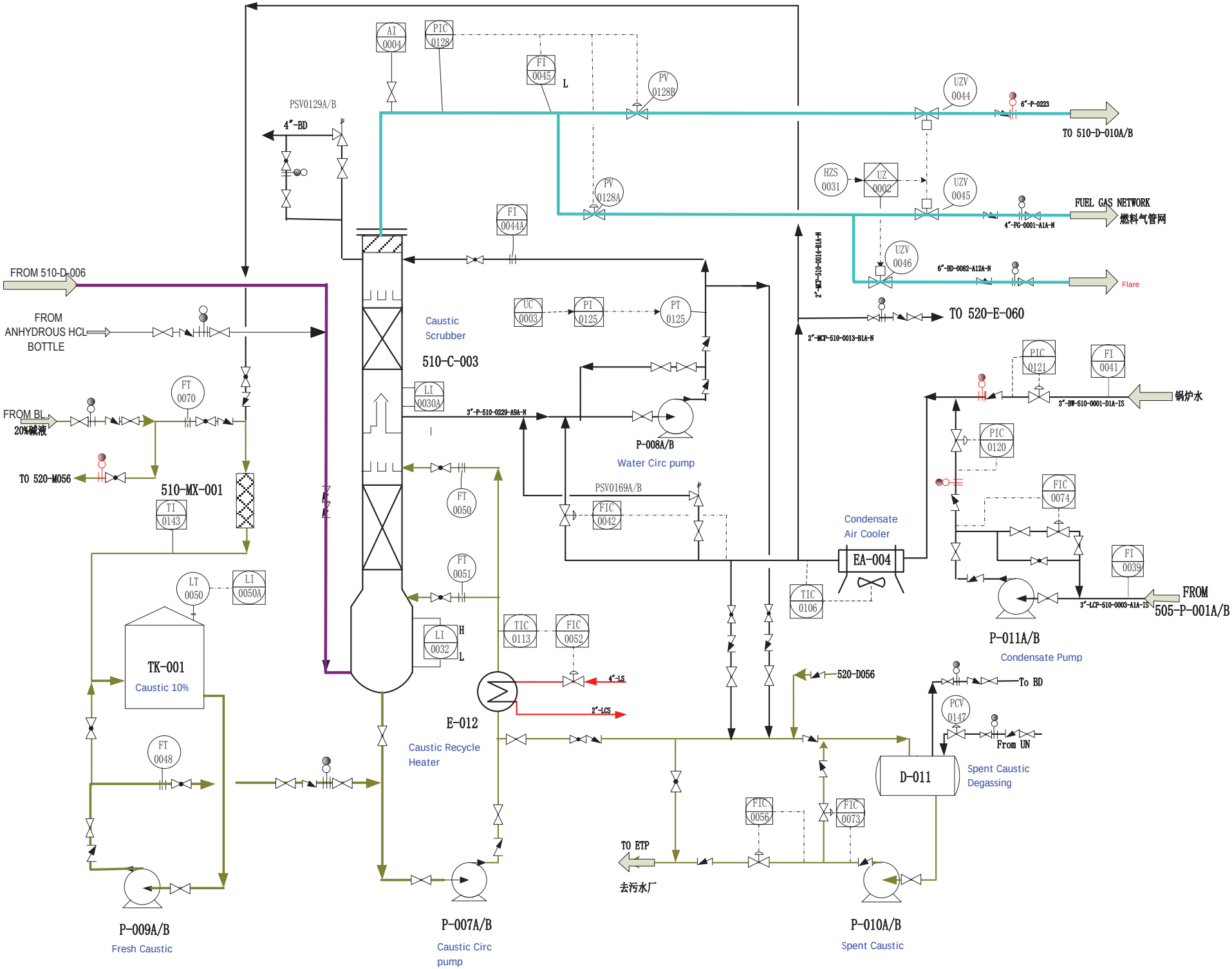

TO 510-R-001 / 510-R-002
3"-P-510-0104
H2 PRESSURIZATION / START-UP
1.5"-P-510-0105
TO 510-D-006
TO 510-E-003
3"-P-510-0384
FROM 510-D-002
6"-P-510-0380 TO 510-EA-003
HYDROGEN FROM 510-E-005
4"-P-510-0107
TO 510-R-001 / 510-R-002
6"-P-510-0271
REGENERATION LINE
6"-P-510-0380
6"-P-510-0270
510-E-014
Dryer Regenerant Superheater
510-E-013
Dryer Regenerant Vaporizer
6"-BD-510-0116
6"-P-510-0266
3"-P-0265
2"-LCS -0001
4"-MS-510-0012
FROM 510-TDX-001
FROM 510-D-002A/B 3"-P-510-0052
FRO FEED DRYER COOLING
FROM 510-D-005 3"-P-510-0143
FRO REGENERATION
FROM 510-P-006A/B 3"-P-510-0200
LIGHT ISOMERATE
3"-P-510-0376
REGENERATION LINE
2"-BD-0126
6"-P-510-0274
4"-P-0282
Dryer Regenerant Air Cooler
510-EA-003
510-D-009
Dryer Regenerant Degasser
4"-P-0283
CWR CWS
510-E-009
Lt Isomerate Cooler
3"-P-510-0069
510-D-003A
H2 Dryer
510-D-003B
H2 Dryer
TO 510-D-002-A/B / FROM 510-D-003-A/B /510-D-010-A/B
6"-P-510-0274 FROM 510-E-014
2"-UN-510-0024 TO 510-M-005-J01
evacuation line
depressurization line to BD
UZV-0031
UZV-0030
3"-P-510-0067 FROM 510-E-001
4"-P-510-0059 FROM H2 MAKE-UP LINE
SULFUR STRIPPING LINE H2 CATALYST STRIPPING
510-E-001
H2 Make-up Cooler
KM-001A/B
H2 Make-up Comp
510-D-004
H2 Make-up KOD
H2 FROM 520-D-006A/B
4"-P-510-0053
0.75"-BD-0159
1"-BD-0035
4"-BD-510-0028
6"-BD-510-0025
PSV 0024A
PSV 0024B
PSV 0159AB
PSV 0154A/B
PSV 0014A/B
XV-0016A
XV-0016B
XV-0017A
XV-0017B
XV-0018A XV-0019A
XV-0019B XV-0018B
XV-0020A
XV-0020B
XV-0021A XV-0022A
XV-0022B XV-0021B
XV-0023A
XV-0023B
XV-0024A XV-0025A
XV-0025B XV-0024B
XV-0026A XV-0027A
XV-0027B XV-0026B
XV-0028A XV-0029A
XV-0029B XV-0028B
XV-0060
XV-0061
XV-0062
XV-0063
PG-0022A
PG-0022B
PI-0023
PI-0177
TI-0016A
TI-0016B
TI-0017A
TI-0017B
PI-0025A
PI-0025B
LIC 0040
LIC 0038
FIC 0061
FIC 0064
FIC 0165
FZA 0063
PZA 0160
TZA 0128
TZA 1402
TZI 1402
TI 0125
TI 0126
TI 0127
TI 0129
TI 0130
TI 0131
TI 0122
PI 0153
FI 0062A/B
FI 0065A/B
FFIC 0011
FT 0011
TI 0013
PIC 0020
TI 0007A/B
LZA 0009
LIC 0008A
FI 0008
TI 0008
FI 0009
PI 0013
RO 0010
RO 0013B
RO 0014A
RO 0014B
RO 0015
UZV 0032
UZ 0002
UZV 0015
UZ 0006
UZV 0014
UZ 0005
UZ 0016
UZV 0064
UZ 0015
LI 0010A
LI 0010B
LI 0040
LI 0038
FI 0012A
FI 0012B
AE 0003A
AE 0003B
SG
HCD
BD
UN


DRY ISOM OFF GASES TO 520-E-003
6"-P-510-0385
FROM 510-D-002-A/B / T0510-D-003-A/B
6"-P-510-0380 TO 510-EA-003
HYDROGEN FROM 510-E-005
4"-P-510-0107
TO 510-R-001 / 510-R-002
6"-P-510-0271
REGENERATION LINE
6"-P-510-0380
6"-P-510-0270
510-E-014
Dryer Regenerant Superheater
510-E-013
Dryer Regenerant Vaporizer
510-D-010A
Off-Gas Dryer
510-D-010B
Off-Gas Dryer
510-D-009
510-EA-003
Dryer Regenerant Air Cooler
Dryer Regenerant Degasser
510-E-009
510-C-003
FUEL GAS NETWORK
evacuation line
6"-P-510-0274 FROM 510-E-014
TO 510-D-002-A/B / FROM 510-D-003-A/B /510-D-010-A/B
3"-P-510-0069
FROM 510-TDX-001
FRO FEED DRYER COOLING
FRO REGENERATION
LIGHT ISOMERATE
CWR CWS


Dryer Regeneration Superheater
510-E-014
TIC 0024
8"-P-510-0106
6"-MS
FIC 0016
4"-P-510-0107 TO 510 E014
6"-P-510-0271 FROM 510 E014
3"-P-510-0104
FROM 510 D103A/B
TI-0022
PI-0031
UZV 0035
UZ 0001
PSV0038A/B
PI 0035
2"UN
PI 0040
PSV0043A/B
Reactor Feed Heater
510-E-005
SC 0008
LT 0012
LIC 0012
4"-LCS
8"-P-510-0110
TI 0053
510-R-001
1st Stage Isom Reactor
TI-0030
TI-0029
TI-0028
TI-0027
TI-0026
TI-0025
TI-0031
TI-0032
TI-0033
TI-0034
TI-0035
TI-0036
PDT 0051
SC-0009A
PI 0045
2"UN
TI 0037
EVACUATION LINE
510-R-002
2nd Stage Isom Reactor
TI-0040
TI-0041
TI-0042
TI-0043
TI-0044
TI-0045
TI-0051
TI-0050
TI-0049
TI-0048
TI-0047
TI-0046
PDT 0052
TO 510-M-005-I01
3"-UN-510-0026
SC-0009B
2"UN
PI 0048
EVACUATION LINE
TI 0052
ANALYZER LOOP FROM 510-D-002-A/B
2"-P-510-0109
8"-P-510-0116
TWO PHASE FLOW
TWO PHASE FLOW
8"-P-510-0117
UZ 0002
UZV 0070
8"-P-510-0397
TIC 0039
TV 0039B
TI 0021
PT 0049
REACTOR BYPASS
6"-P-510-0102
8"-P-510-0134
Reactor Bypass NNF
1st Stage Reactor Feed / Effluent
510-E-004
TI 0038
8"-P-510-0111
TV 0039A
PIC 0049
HZS 0007A
HZS 0007B
HIC 0036
TO 510-C-001
8"-P-510-0364
减压线TO 510-C-001
TI 0019
Deisohexanizer Recycle/Reactor Feed
510-E-003
TO 510-E-002
FROM 510-P-003-A/B
TI 0021
TI 0020
UZ 0001
UZV 0034
UZV 0033
6"-P-510-0381
FROM 510-D-002A/B
TI 0018
Injection HCL
UZ 0002
UZV 0032
FROM 510-D-003A/B

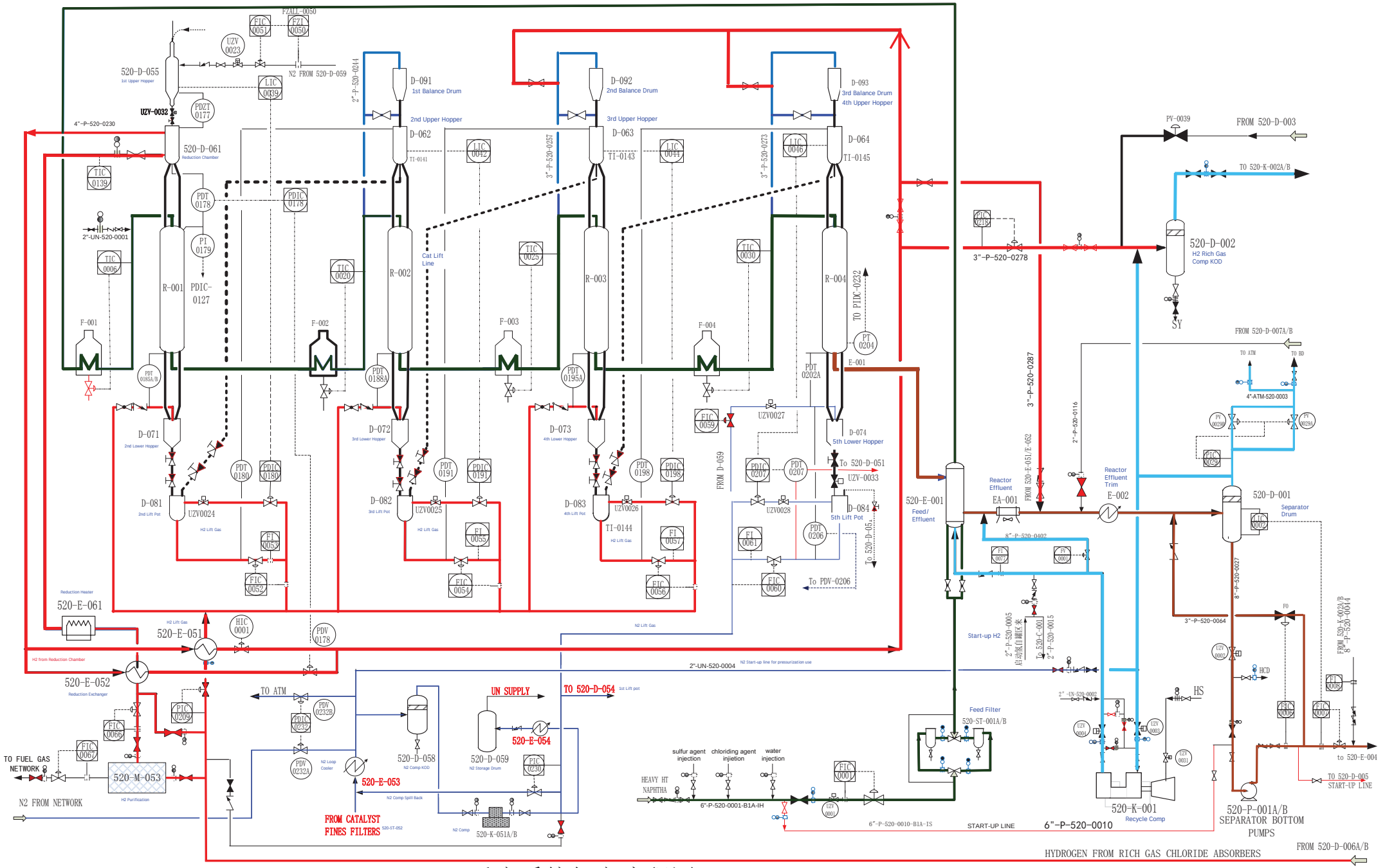

H2 FROM 510-D-003A/B
Stabilizer Air Condenser
EA-001
E-007
Stabilizer Trim
TO 510-C-003
BD
18"-BD-510-0002
14"-BD-510-0067
PSV0059A/B
BW
HP
D-006
Stabilizer Reflux
FROM ANHYDROUS HCL BOTTLE
FI-0023A
HCD
UN
FROM 510-P-001A/B
Stabilizer 510-C-001
Stabilizer Reflux Pump
P-002A/B
Stabilizer Bottom Guard Bed
510-D-005
FV-0019
TO 510-C-002
FROM510-P-003
TO 510-C-002
510-E-011
DH Feed/Pumparound
TO 510-E-013
NNF for Regeneration
FROM 510-D-002A/B
6"-P-510-0102-B1A-N
FROM 510-R-001/002
8"-P-510-0115-B5A-IH
510-E-006
Stabilizer Reboiler
To LCS
6"-P-510-0134-B5A-IS
FROM 510-TDX-002
AY0006A→AFALO006A
AI006A/B
AI006A/B


4"-P-510-0025-B1A-N
NNF
10"-P-0202
NNF to flare
EA-002
PSV0086A/E
PDIC 0111
PDT 0111
TO BD
PIC 0084
PV 0084A
PV 0084B
10"-BD-0077
FROM510-P-001
PSV0110A/B
FIC 0001
TO 510-D-001
D-007
LIC 0028
FIC 0038
FROM D-009
TO D-001
Recycle
Trim Coooler
510-E-002
FIC 0019
Deisohexanizer
Recycle/Reactor Feed
510-E-003
510-E-004
UZV 0043
UZ 0014
FIC 0034
FIC 0035
6"-P-510-0194
On Specs ISOM to
Tankage
4"-0160
PI 0077
10"-P-0174
C-002
Deisohexanizer
P-005A/B
P-006A/B
E-009
Lt Isom Cooler
DIH Feed/
Pumparound
DIH Reflux
Lt Isom
TO E-013
Lt ISOM for Regen use IF
FROM 510-D-002A/B
FROM
ANHYDROUS HCL
BOTTLE
E-011
UZ 0012
FIC 0028
FROM 510-TDX-001
Off Specs ISOM to
Tankage
6"-P-510-0185
TIC 0084
TIC 0087
UZV 0042
LIC 0024
FIC 0027
LIC 0022
LT 0022
D-008
UZ 0018
UZV 0040
LT 0024
LT 0026
LIC 0026
E-008
6"-LCS
4"-P-510-0025-B1A-N
NNF
FROM 510-D-003A/B
FROM 510-D-002A/B
TI-0090
3"-P-510-0183-B1A-N
3"-P-510-0288-B1A-N
FIC 0029
TO
510-E-013
FROM
510-C-001
FROM
510-D-005
DIH Recycle
Drum
UZ 0013
UZV 0041
FIC 0037
P-003A/B
Isom Recycle
Pump
Hvy Isom
P-004A/B
E-010
Hvy Isom
Cooler
Start-up Line NNF
TO D-001

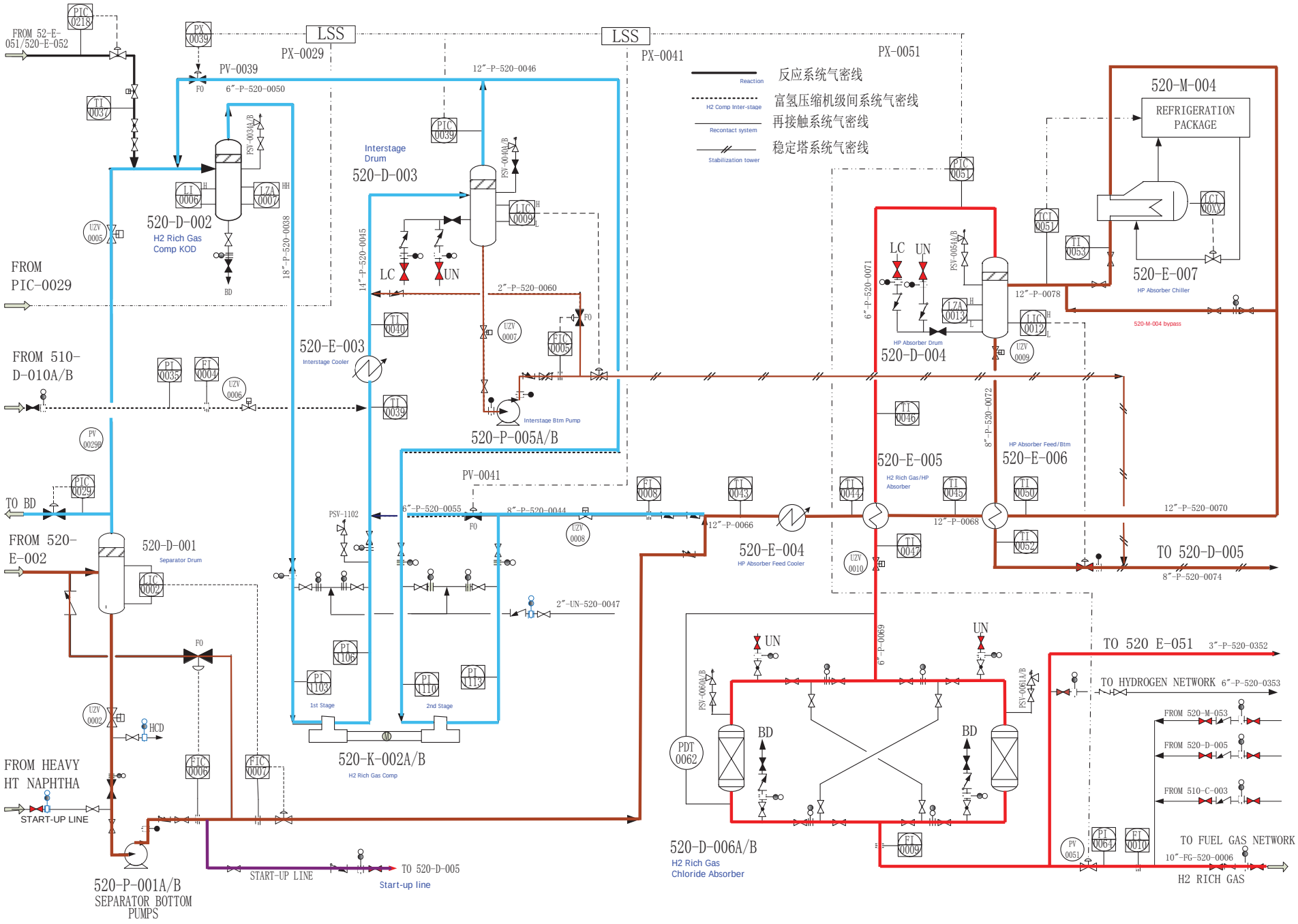

AI 0004
PIC 0128
FI 0045
L
PV 0128B
PSV0129A/B
4"-BD
PV 0128A
FI 0044A
UZV 0044
6"-P-0223
TO 510-D-010A/B
HZS 0031
UZ 0002
UZV 0045
FUEL GAS NETWORK
燃料气管网
4"-FG-0001-A1A-N
UZV 0046
6"-BD-0082-A12A-N
Flare
N-VT8-7100-015-CON-2"
TO 520-E-060
2"-MCP-510-0013-B1A-N
FROM 510-D-006
FROM ANHYDROUS HCL BOTTLE
FROM BL. 20%碱液
FT 0070
TO 520-M056
510-MX-001
TI 0143
Caustic Scrubber
510-C-003
UC 0003
PI 0125
PT 0125
LI 0030A
3"-P-510-0229-A9A-N
P-008A/B
Water Circ pump
PSV0169A/B
FIC 0042
FT 0050
FT 0051
LT 0050
LI 0050A
LI 0032
H
L
TIC 0113
FIC 0052
4"-LS
2"-LCS
E-012
Caustic Recycle Heater
TK-001
Caustic 10%
FT 0048
Condensate Air Cooler
EA-004
TIC 0106
PIC 0121
FI 0041
3"-BW-510-0001-D1A-IS
锅炉水
PIC 0120
FIC 0074
FI 0039
FROM 505-P-001A/B
3"-LCP-510-0003-A1A-IS
P-011A/B
Condensate Pump
520-D056
To BD
PCV 0147
From UN
D-011
Spent Caustic Degassing
FIC 0056
FIC 0073
TO ETP
去污水厂
P-009A/B
Fresh Caustic
P-007A/B
Caustic Circ pump
P-010A/B
Spent Caustic

Annexe 3 :

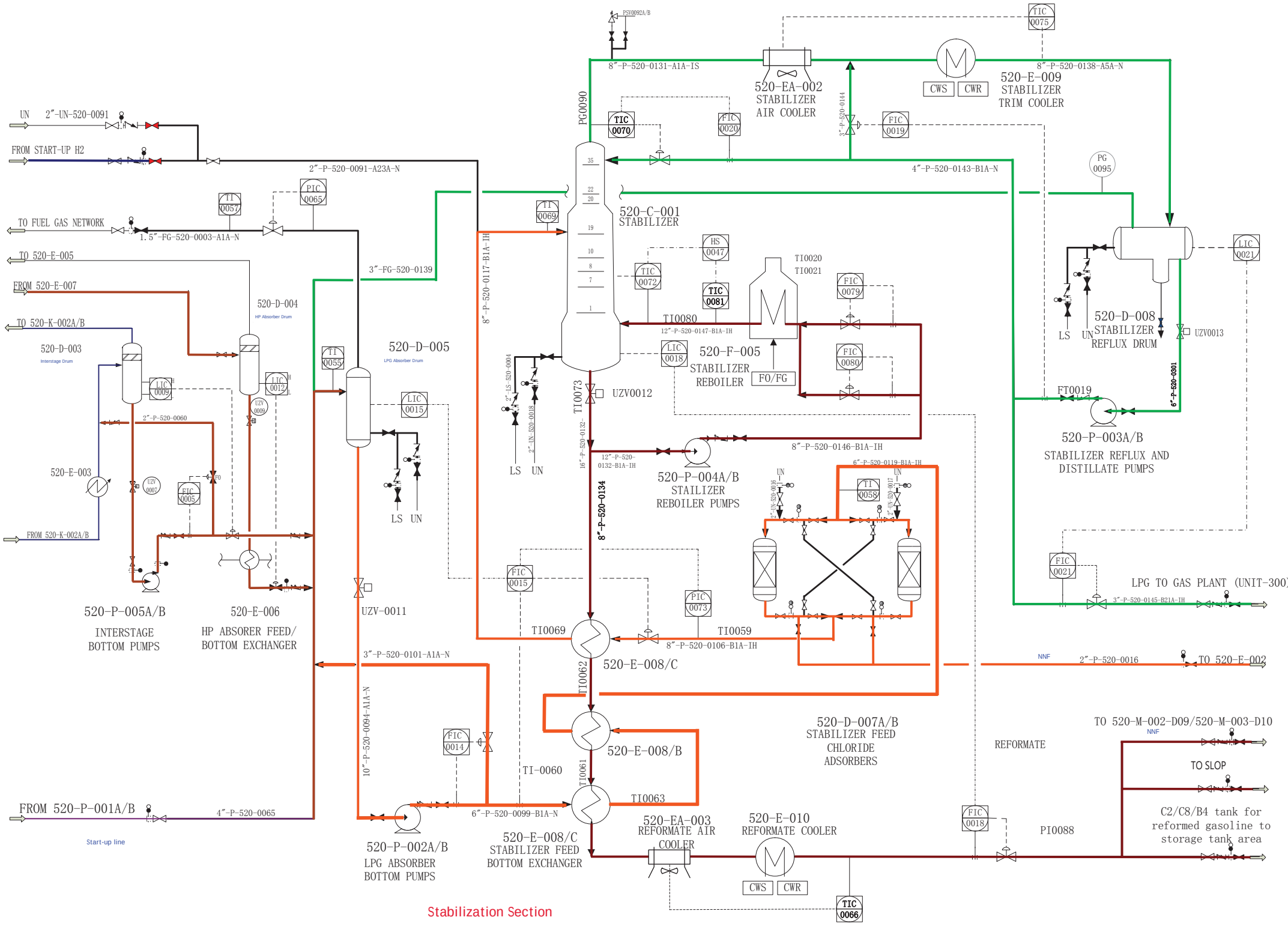
Schémas détaillés de l’unité du reforming catalytique U520

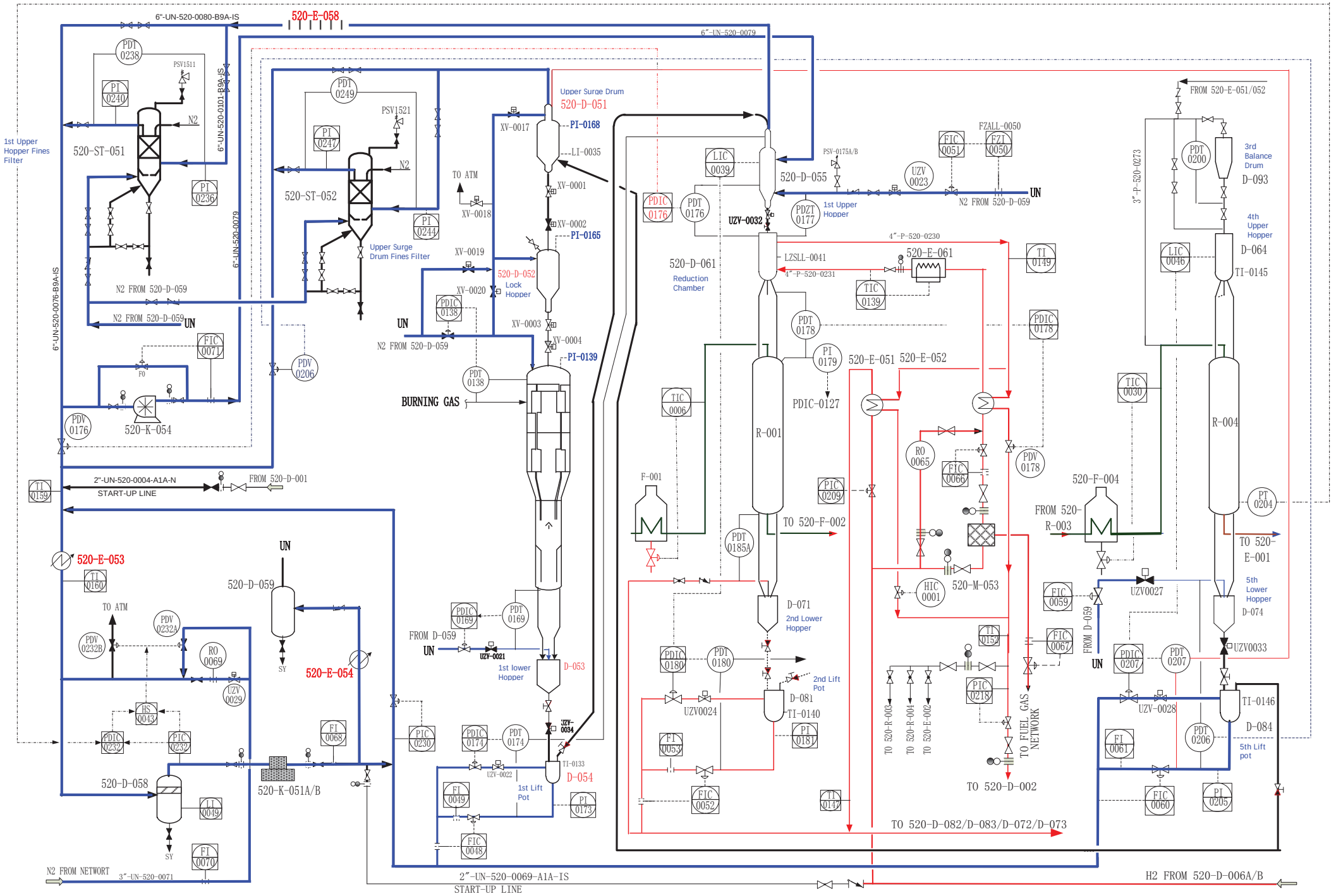

520-D-055
1st Upper Hopper
UZV 0023
FIC 0051
FZL 0050
PZALL-0050
N2 FROM 520-D-059
LIC 0039
PDZT 0177
UZV-0032
4"-P-520-0230
520-D-061
Reduction Chamber
TIC 0139
PDT 0178
PDIC 0178
2"-UN-520-0001
PI 0179
TIC 0006
R-001
PDIC-0127
TIC 0020
R-002
Cat Lift Line
TIC 0025
R-003
TIC 0030
R-004
TO PIDC-0232
PT 0204
E-001
PDT 0202A
F-001
F-002
F-003
F-004
PDT 0185A/B
PDT 0188A
PDT 0195A
FIC 0059
UZV0027
D-071
2nd Lower Hopper
D-072
3rd Lower Hopper
D-073
4th Lower Hopper
D-074
5th Lower Hopper
To 520-D-051
UZV-0033
PDT 0180
PDIC 0180
PDT 0191
PDIC 0191
PDT 0198
PDIC 0198
PDIC 0207
PDT 0207
FROM D-059
D-081
2nd Lift Pot
UZV0024
H2 Lift Gas
D-082
3rd Lift Pot
UZV0025
D-083
4th Lift Pot
UZV0026
D-084
5th Lift Pot
UZV0028
FI 0053
FI 0055
FI 0057
FI 0061
PDT 0206
To 520-D-051
FIC 0052
FIC 0054
FIC 0056
FIC 0060
To PDV-0206
Reduction Heater
520-E-061
520-E-051
HIC 0001
PDV 0178
H2 from Reduction Chamber
520-E-052
Reduction Exchanger
PIC 0209
FIC 0066
FIC 0067
TO FUEL GAS NETWORK
520-M-053
H2 Purification
N2 FROM NETWORK
TO ATM
PDV 0232B
PDIC 0232
PDV 0232A
N2 Loop Cooler
520-E-053
520-D-058
N2 Comp KOD
520-D-059
N2 Storage Drum
PIC 0230
UN SUPPLY
520-E-054
TO 520-D-054
1st Lift pot
FROM CATALYST FINES FILTERS
520-ST-052
N2 Comp
520-K-051A/B
N2 Comp Split Back
sulfur agent injection
chloriding agent injetion
water injection
HEAVY HT NAPHTHA
6"-P-520-0001-B1A-IH
FIC 0001
6"-P-520-0010-B1A-IS
START-UP LINE
6"-P-520-0010
Feed Filter
520-ST-001A/B
520-E-001
Feed/ Effluent
EA-001
Reactor Effluent
E-002
Reactor Effluent Trim
520-K-001
Recycle Comp
520-D-001
Separator Drum
520-P-001A/B
SEPARATOR BOTTOM PUMPS
HYDROGEN FROM RICH GAS CHLORIDE ABSORBERS
FROM 520-D-006A/B
FROM 520-D-003
PV-0039
TO 520-K-002A/B
520-D-002
H2 Rich Gas Comp KOD
SY
3"-P-520-0278
FIC 0213
FROM 520-D-007A/B
TO ATM
TO BD
4"-ATM-520-0003
3"-P-520-0287
2"-P-520-0116
FROM 520-E-051/E-052
8"-P-520-0402
8"-P-520-0027
3"-P-520-0064
Start-up H2
2"-P-520-0005
2"-P-520-0015
TO 520-C-001
2"-UN-520-0004
N2 Start-up line for pressurization use
HCD
HS
FO
FIC 0005
FIC 0007
FI 0008
to 520-E-004
TO 520-D-005 START-UP LINE
FROM 520-K-002A/B & P-520-0044

反应系统气密流程图

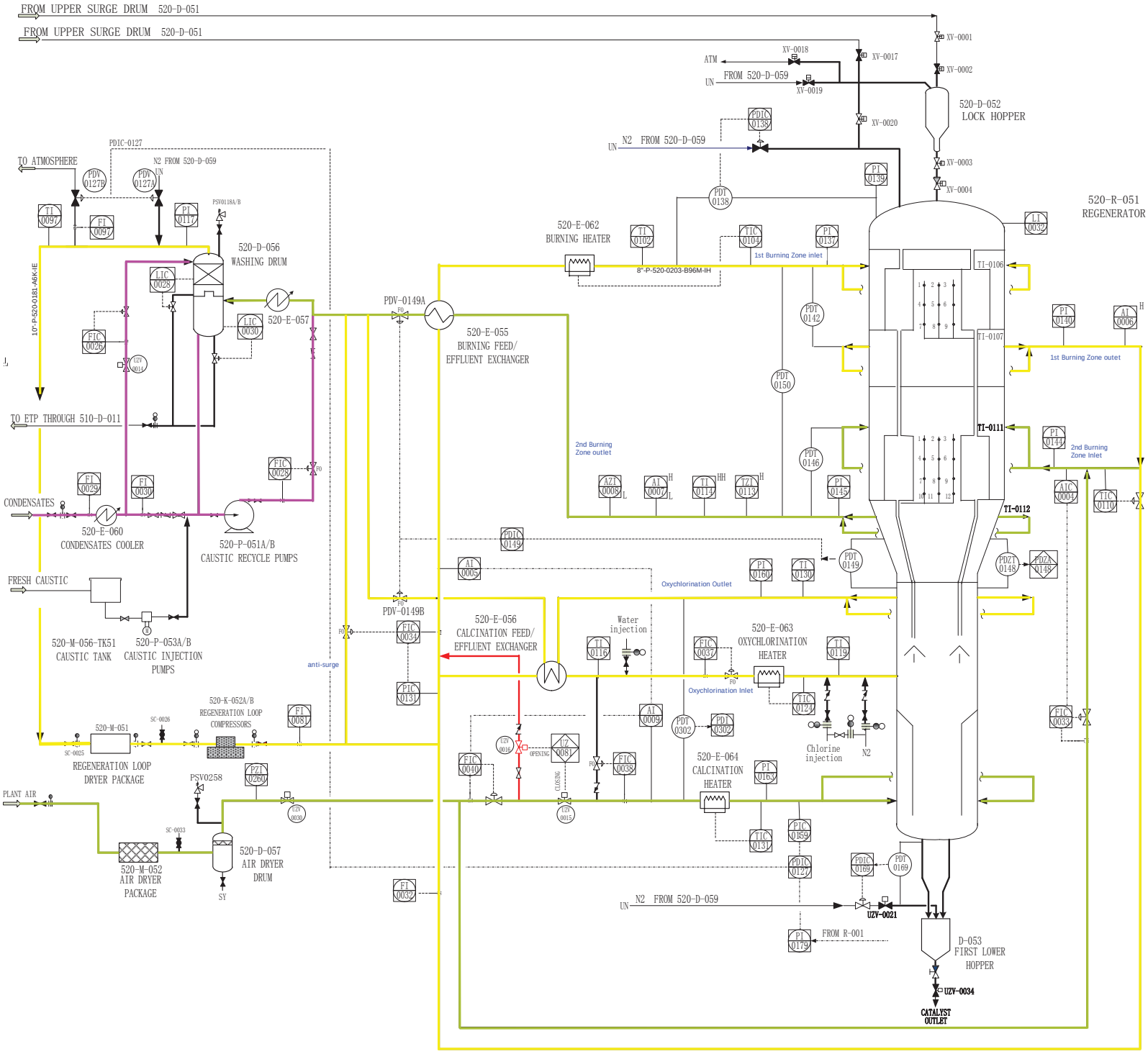

FROM 52-E-051/520-E-052
PIC 0218
PX 0039
LSS
PX-0029
PV-0039
F0
6″-P-520-0050
TI 0037
LI 0006
LZA 0007
520-D-002
H2 Rich Gas Comp KOD
PSV-0034A/B
UZV 0005
BD
18″-P-520-0038
FROM PIC-0029
Interstage Drum
520-D-003
PIC 0039
PSV-0040A/B
LIC 0009
LC
UN
14″-P-520-0045
2″-P-520-0060
TI 0040
UZV 0007
FIC 0005
520-E-003
Interstage Cooler
FROM 510-D-010A/B
PI 0035
FI 0004
UZV 0006
TI 0039
Interstage Btm Pump
520-P-005A/B
PV 0029B
PIC 0029
TO BD
FROM 520-E-002
520-D-001
Separator Drum
LIC 0002
PV-0041
6″-P-520-0055
8″-P-520-0044
PSV-1102
UZV 0008
FI 0008
TI 0043
12″-P-0066
520-E-004
HP Absorber Feed Cooler
2″-UN-520-0047
PI 1106
PI 1103
1st Stage
PI 1110
2nd Stage
PI 1113
520-K-002A/B
H2 Rich Gas Comp
UZV 0002
HCD
FIC 0006
FIC 0007
FROM HEAVY HT NAPHTHA
START-UP LINE
520-P-001A/B
SEPARATOR BOTTOM PUMPS
START-UP LINE
TO 520-D-005
Start-up line
PX-0041
PX-0051
Reaction
反应系统气密线
H2 Comp Inter-stage
富氢压缩机级间系统气密线
Recontact system
再接触系统气密线
Stabilization tower
稳定塔系统气密线
520-M-004
REFRIGERATION PACKAGE
TCI 0051
TCI 0053
TI 0053
520-E-007
HP Absorber Chiller
520-M-004 bypass
6″-P-520-0071
LC
UN
PSV-0054A/B
LZA 0013
LIC 0012
12″-P-0078
HP Absorber Drum
520-D-004
UZV 0009
TI 0046
8″-P-520-0072
HP Absorber Feed/Btm
520-E-006
520-E-005
H2 Rich Gas/HP Absorber
FI 0044
TI 0045
TI 0050
12″-P-0068
12″-P-0070
TI 0047
TI 0052
UZV 0010
TO 520-D-005
8″-P-520-0074
UN
UN
6″-P-0069
PSV-0060A/B
PSV-0061A/B
PDT 0062
BD
BD
520-D-006A/B
H2 Rich Gas Chloride Absorber
FI 0009
TO 520 E-051
3″-P-520-0352
TO HYDROGEN NETWORK 6″-P-520-0353
FROM 520-M-053
FROM 520-D-005
FROM 510-C-003
PI 0064
FI 0010
PV 0051
TO FUEL GAS NETWORK
10″-FG-520-0006
H2 RICH GAS

再接触系统气密流程图


520-C-001
STABILIZER
520-EA-002
STABILIZER
AIR COOLER
520-E-009
STABILIZER
TRIM COOLER
520-D-004
HP Absorber Drum
520-D-003
Interstage Drum
520-D-005
LPG Absorber Drum
520-F-005
STABILIZER
REBOILER
FO/FG
520-D-008
STABILIZER
REFLUX DRUM
520-P-003A/B
STABILIZER REFLUX AND
DISTILLATE PUMPS
520-P-004A/B
STAILIZER
REBOILER PUMPS
520-P-005A/B
INTERSTAGE
BOTTOM PUMPS
520-E-006
HP ABSORER FEED/
BOTTOM EXCHANGER
520-E-003
520-E-008/C
520-E-008/B
520-D-007A/B
STABILIZER FEED
CHLORIDE
ADSORBERS
520-EA-003
REFORMATE AIR
COOLER
520-E-010
REFORMATE COOLER
520-P-002A/B
LPG ABSORBER
BOTTOM PUMPS
520-E-008/C
STABILIZER FEED
BOTTOM EXCHANGER
UN 2"-UN-520-0091
FROM START-UP H2
2"-P-520-0091-A23A-N
TO FUEL GAS NETWORK
1.5"-FG-520-0003-A1A-N
TO 520-E-005
FROM 520-E-007
TO 520-K-002A/B
FROM 520-K-002A/B
3"-FG-520-0139
8"-P-520-0131-A1A-IS
8"-P-520-0138-A5A-N
4"-P-520-0143-B1A-N
8"-P-520-0117-B1A-IH
12"-P-520-0147-B1A-IH
8"-P-520-0146-B1A-IH
12"-P-520-0132-B1A-IH
16"-P-520-0132-
8"-P-520-0134
6"-P-520-0119-B1A-IH
8"-P-520-0106-B1A-IH
3"-P-520-0101-A1A-N
10"-P-520-0094-A1A-N
6"-P-520-0099-B1A-N
4"-P-520-0065
2"-P-520-0060
2"-P-520-0016
3"-P-520-0145-B21A-IH
6"-P-520-0101
UZV-0011
UZV0012
UZV0013
LS UN
TO 520-E-002
NNF
REFORMATE
TO 520-M-002-D09/520-M-003-D10
TO SLOP
C2/C8/B4 tank for
reformed gasoline to
storage tank area
FROM 520-P-001A/B
Start-up line
CWS CWR
PI0088
TI0069
TI0059
TI0062
TI0063
TI0073
TI0080
TI0020
TI0021
TI-0060
PG0090
PG 0095
PSV0092A/B
TIC 0075
TIC 0070
FIC 0020
FIC 0019
TI 0069
HS 0047
TIC 0072
TIC 0081
FIC 0079
LIC 0018
FIC 0080
LIC 0021
FT0019
TI 0055
LIC 0015
FIC 0015
PIC 0073
TI 0058
FIC 0021
FIC 0014
FIC 0018
TIC 0066
PIC 0065
TI 0057
LIC 0009
LIC 0012
UZV 0008
UZV 0007
FIC 0005
Stabilization Section

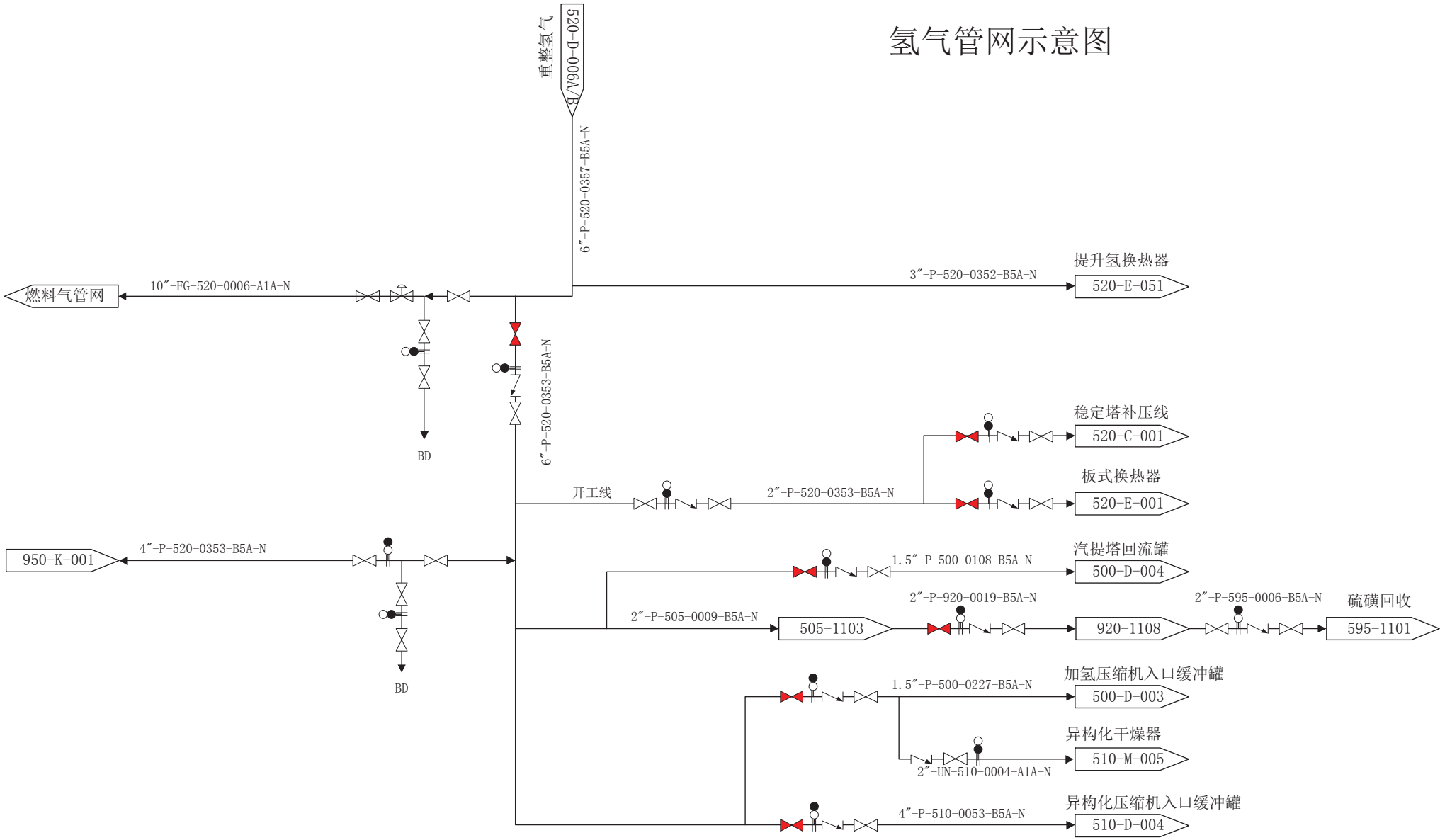


再生氮气系统气密流程图



再生循环系统气密流程图

氢气管网示意图


重整氢气
520-D-0006A/B
6″-P-520-0357-B5A-N
燃料气管网
10″-FG-520-0006-A1A-N
3″-P-520-0352-B5A-N
提升氢换热器
520-E-051
6″-P-520-0353-B5A-N
BD
稳定塔补压线
520-C-001
开工线
2″-P-520-0353-B5A-N
板式换热器
520-E-001
950-K-001
4″-P-520-0353-B5A-N
1.5″-P-500-0108-B5A-N
汽提塔回流罐
500-D-004
2″-P-920-0019-B5A-N
2″-P-595-0006-B5A-N
硫磺回收
2″-P-505-0009-B5A-N
505-1103
920-1108
595-1101
BD
加氢压缩机入口缓冲罐
1.5″-P-500-0227-B5A-N
500-D-003
异构化干燥器
510-M-005
2″-UN-510-0004-A1A-N
异构化压缩机入口缓冲罐
4″-P-510-0053-B5A-N
510-D-004