

**Université de Bouira**  
*Akli Mohand Oulhadj*



**جامعة البويرة**  
أكلي محمد أولحاج

République Algérienne Démocratique et Populaire  
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique  
Université Akli Mohand Oulhadj (Bouira)

**Faculté des Sciences et des Sciences Appliquées**  
**Département de Génie Mécanique.**

## **PROJET DE FIN D'ETUDES**

**Présenté pour l'obtention du Diplôme de Master par :**

**BOUDAA Dyhia**

**GACI Soumia**

**Spécialité : Génie Mécanique.**  
**Option : Mécanique Energétique.**

## **THEME**

**ETUDE ET SIMULATION D'UNE INSTALLATION DE  
LIQUEFACTION ET SEPARATION DES GAZ DE L'AIR.**

Remis le 21/09/2017

Devant le jury :

Président : DAHMANE.M.

Rapporteur : LEKHEL.R.

Examineur : LAOUARI.A.

Examineur : ABERKANE.



# Remerciement

*Nos remerciements vont en premier à Dieu tout puissant pour la volonté, la santé et la patience qu'il nous a donné pour terminer notre travail.*

*Nous remercions notre encadreur Monsieur Lekhel Rachide, pour avoir accepté de diriger ce mémoire et pour sa patience durant la période de l'encadrement.*

*Nous tenons à remercier tout les enseignants, qui sont à l'origine de la réussite de ce travail.*

*Nos sincères remerciements, les plus sincères sont destinés à nos très chères familles.*

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

# DEDICACE

*C'est avec une grande émotion que je dédie ce modeste travail de fin d'étude à la mémoire de mon cher père et celle de mon cher oncle.*

*A ma chère mère qui fait de moi ce qui je suis aujourd'hui et qui a veillé à guider mes pas durant toute ma vie par son aide, sa grande émotion et son sacrifice.*

*A mes chères sœurs : Aicha et Saida.*

*A mon oncle et sa femme et bien sur à mes cousins Rabah, Takfarines, Massinissa*

*A mes tantes et oncles.*

*A mes amis(es)*

*A tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin pour la réalisation de ce travail.*

*Dyhia.*

# DEDICACE

*J*e dédie ce travail à mes chers parents

*qui m'ont Encouragé à donner le meilleur de moi-même,  
et qui m'ont fourni les moyens d'être ce que je suis  
aujourd'hui.*

*A toutes ma famille et mes chers amis*

*A tout ce qui m'ont aidé de près ou de loin pour la  
réalisation de ce travail.*

*soumia*

## Nomenclature

<b>Glossaire LETTRES LATINES NON INDICEES</b>		
<b>Symbole</b>	<b>Désignation</b>	<b>Unité</b>
U	Energie interne	KJ
M	masse	Kg
V	Volume	m <sup>3</sup>
P	Pression	Bar
T	Température	K
W	Travail par unité de masse	KJ/Kg
H	Enthalpie	KJ/Kg

C <sub>p</sub>	La chaleur spécifique du gaz à pression constante	$\frac{KJ}{Kg \cdot K}$
PFD	Process flow diagram	Kg
W/m <sub>F</sub>	Le travail nécessaire par unité de masse du gaz liquéfiée	KJ/Kg

<b>LETTRES GRECS</b>		
<b>Symbole</b>	<b>Désignation</b>	<b>Unité</b>
$\mu_{JT}$	coefficient de joule-Thomson	Sans dimension

<b>Indices</b>		
<b>Symbole</b>	<b>Désignation</b>	<b>Unité</b>
GAP	Gaz de l'air pur	-
GAN	Gaz nitrogène	-
GOX	Gaz oxygène	-
LAP	Liquide de l'air pur	-
LIN	Liquide nitrogène	-
LOX	Liquide oxygène	-
PGAN	Gaz nitrogène pur	-
IPGAN	Gaz nitrogène impure	-
MLOX	Mélange riche on liquide	-

## Nomenclature

---

	oxygène	
MLIN	Mélange riche on liquide nitrogène	-
MLAP	Mélange l'air liquide pur	-

## La liste des figures

---

### Liste des figures :

Figure I.1 : Echelle de température thermodynamique.....	2
Figure I.2 : cycle idéal de liquéfaction d'un gaz.....	7
Figure I.3: Cycle de liquéfaction de Linde.....	8
Figure I.4 Cycle de liquéfaction de Linde avec pré-refroidissement.....	9
Figure I.5: cycle de Linde à détente étagée.....	10
Figure I.6: Cycle de Claude.....	11
Figure I.7: Cycle de liquéfaction de Kapitsa.....	12
Figure I.8: Cycle de liquéfaction de Collins (1952).....	13
Figure I.9: Cycle en cascade classique.....	14
Figure I.10: Vue écorchée d'une colonne.....	15
Figure I.11: colonne à garnissage.....	17
Figure I.12 : Garnissage structuré.....	18
Figure I.13 : Différents arrangements de distribution des phases dans la colonne à garnissage. ....	19
Figure I.14: colonne à plateaux.....	20
Figure II.1: principe de distillation.....	27
Figure II.2: représentation simplifiée d'une colonne de rectification.....	28
Figure II.3: exemple de distillation (l'alcool et l'eau).....	30
Figure II.4 : composition de l'air.....	31
Figure II.5 : PFD du procédé.....	35
Figure II.6 : Aspiration et compression de l'air.....	36
Figure II.7 : tamis moléculaire.....	37
Figure II.8. : Refroidissement de l'air.....	38
Figure II.9 : Colonne de distillation.....	40
Figure II.10 : séparation des gaz de l'air.....	41

## La liste des figures

---

Figure II.12 : Colonne de distillation normale.....	43
Figure II. : Diagramme T-x de températures du mélange N2-O2 aux différentes compositions.....	45
Figure II.13: la double colonne de Linde.....	49
Figure II.15 : échangeur de chaleur à plaque.....	52
Figure II.16 : condenseur.....	53
Figure III.1 : représentation d'une vanne.....	57
Figure III.2 : Représentation d'un mixeur .....	58
Figure III.3 : Représentation d'un compresseur.....	59
Figure III.4 : Représentation d'une turbine.....	60
Figure III.5: Représentation d'une colonne de distillation. ....	61
Figure III.6 : Représentation d'un séparateur.....	62
Figure III.7 :représentation d'un échangeur tube/calandre.....	63
Figure IV.1 : PFD du procédé.....	67
Figure IV.2 : Liste des composants chimiques. ....	68
Figure IV.3 : La composition du gaz de l'air.....	69
Figure IV.4 : Choix de l'équation d'état pour le modèle.....	69
Figure. IV.5 : palette d'objets HYSYS.....	71
Figure IV.6 : Compresseur axial. ....	72
Figure IV.8 : les refroidisseurs (E1121, E2418). ....	73
Figure. IV.9 : Paramètres d'entrée-sortie des refroidisseurs (1er étape). ....	74
Figure IV.10: Le mixeur. ....	75
Figure IV.11: Les paramètres d'entrée-sortie du mixeur.....	76
Figure IV.12 : le recycleur. ....	76
Figure IV.13 : Paramètres d'entrée-sortie de Recycleur. ....	76

## La liste des figures

---

Figure IV.14 : compresseur de recyclage C1451. ....	77
Figure IV.15 : Paramètres d'entrée-sortie de compresseur de recyclage. ....	78
Figure IV.16 : le refroidisseur (E1421). ....	78
Figure IV.17 : Paramètres d'entrée-sortie de refroidisseur.....	79
Figure IV.18: compresseur d'air. ....	79
Figure IV.19 : Paramètres d'entrée-sortie de compresseur d'air. ....	80
Figure IV.20 : le refroidisseur (E3421). ....	80
Figure IV.21 : Paramètres d'entrée-sortie de refroidisseur.....	81
Figure IV.22 : l'échangeur principal. ....	82
Figure IV.23 Paramètres d'entrée-sortie de l'échangeur principal. ....	83
Figure IV.24 : variation du flux de chaleur en fonction de la température. ....	83
Figure IV.25 : le séparateur. ....	84
Figure IV.26 : les paramètres d'entrée-sortie du séparateur.....	84
Figure IV.27 : La turbine de détente. ....	85
Figure IV.28 : Paramètres d'entrée-sortie de la turbine de détente.....	85
Figure IV.29 : l'échangeur de chaleur (LNG-101).....	86
Figure IV.30 : Paramètres d'entrée-sortie de l'échangeur (LNG-101). ....	86
Figure IV.31 : variation du flux de chaleur en fonction de la température. ....	87
Figure IV.32 : la vanne de joule Thomson (J-T).....	88
Figure IV.38 : Résultats de simulation pour le cycle de liquéfaction et séparation de l'air	
Figure IV.33 : Paramètres d'entrée-sortie de la vanne de joule Thomson (J-T) ....	88
Figure IV.39: Résultats de simulation pour le cycle de liquéfaction et séparation avec l'argon (la composition).....	95

## La liste des figures

---

## Sommaire

Remerciement.

Dédicaces.

Nomenclature.

Liste de figures.

Introduction générale.....1

### Chapitre I : généralités sur la cryogénie & les colonnes de distillation.

I.1 introduction .....	2
I.2 définition de la cryogénie .....	2
1.3 Domaine d'utilisation de la cryogénie .....	3
I.4 Techniques de Production des basses températures .....	4
I.4.1 Effet de Joule- Thomson .....	4
I.4.2 Détente adiabatique (Expende) .....	6
I.5 cycles de liquéfaction cryogénique .....	8
I.5.1 Cycle idéal de liquéfaction d'un gaz .....	8
I.5.2 Cycle de Linde .....	9
I.5.4 Cycle de Linde à détente étagée .....	11
I.5.5 Cycle de Claude .....	11
I.5.6 Système de liquéfaction de KAPITZA .....	12
I.5.7 Cycle de liquéfaction de Collins (1952) .....	13
I.5.8 Cycle en cascade classique .....	15
I.6 Les colonnes de distillation .....	16
I.6.1 Définition .....	16
I.6.2. Les colonnes à garnissage structuré .....	17
I.6.2.1 Les garnissages structurés .....	18
I.6.3 Les colonnes à plateaux-tamis .....	21
I.6.3.1 plateaux à courants croisés .....	22
I.6.3.2 Les plateaux à contre-courant .....	22

### Chapitre II: procédé de séparation et liquéfaction des gaz de l'air.

II.1 Introduction :.....	23
II.2 Principe de distillation .....	23

II.2.1 La rectification.....	24
II.3 procédés de séparation des gaz de l'air .....	26
II.3.1 généralités sur l'air.....	26
II.3.1.1 définition de l'air .....	26
II.3.1.2 composition de l'air .....	27
II.3.2 Propriétés de l'oxygène, l'azote et l'argon.....	28
II.3.2.1 Propriétés de l'oxygène .....	28
II.3.2.2 propriétés de l'azote.....	28
II.3.2.3 Propriétés de l'argon.....	28
II.3.3 Principales applications des gaz de l'air.....	29
II.3.3.1 L'oxygène .....	29
II.3.3.2 L'azote .....	29
II.3.3.3 L'argon.....	30
II.3.4 Description du procédé.....	31
II.3.4.1 aspiration et compression de l'air ambiant .....	31
II.3.4.2 pré-refroidissement avec de l'eau froide .....	32
II.3.4.3 L'épuration de l'air .....	33
II.3.4.4 Le refroidissement de l'air .....	34
II.3.4.5 La liquéfaction de l'air et la production du froid .....	34
II.3.4.6 La distillation et la séparation .....	35
II.4 Les colonnes cryogénique.....	38
II.4.1 La colonne de distillation normale de Linde .....	38
II.4.1.1 fonctionnement d'une colonne normal .....	39
II.4.1.2 la composition aux différents niveaux .....	40
II.4.1.3 Accroissement de la quantité de vapeur.....	42
II.4.2 La double colonne de Linde .....	43
II.4.2.1.Description des éléments des doubles colonnes.....	43
II.4.2.2 Fonctionnement d'une double colonne .....	45
II.5 Equipements utilisés dans la séparation cryogénique de l'air .....	46
II.5.1Compresseur d'air de processus centrifuge.....	46
II.5.2 Groupe surpresseur - turbine (turbocompresseur) .....	47
II.5.3 Refroidisseurs .....	47
II.5.4 Echangeurs de chaleur.....	48

II.5.5 Condenseurs/rebouilleurs .....	48
---------------------------------------	----

## **Chapitre III : Présentation de logiciel Aspen HYSYS**

III.1 Introduction.....	52
III.2 Définition du logiciel aspen HYSYS .....	52
III.3 Présentation du logiciel aspen HYSYS .....	52
III.4. Utilisation de la simulation.....	53
III.5. Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs .....	53
III.6. Les modèles thermodynamique de HYSYS .....	54
III.7 Choix des composés (Components).....	56
III.8. Concepts et caractéristiques du simulateur aspen HYSYS .....	57
III.8.1 Concepts de base du simulateur HYSYS .....	57
III.8.2. Environnement de simulation.....	58
III.8.3 Caractéristiques principales de HYSYS .....	58
III.9. Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS .....	59
III.10 Les équipements utilisés.....	60
III.10.1 La vanne .....	60
III.10.2 Mixeur .....	61
III.10.3 Le compresseur.....	63
III.10.4 La turbine .....	64
III.10.5 La colonne de distillation.....	65
III.10.6 Séparateur.....	66
III.10.7 Echangeur de chaleur tube/calandre .....	67
III.11 Conclusion .....	68

## **Chapitre I.V: résultats de la simulation et discussion:**

IV.1. Introduction .....	65
IV.2 description du procédé .....	65
IV.3 les étapes de simulation de procédé.....	68
IV.3.1 Introduction des compositions .....	68
IV.3.2 Choix du modèle d'équation d'état (fluide package) .....	69
IV.3.3 Création des composants du cycle dans l'environnement de simulation.....	70
IV.4 Composants du procédé .....	71

IV.4.1 Compresseur axial (C1161).....	72
IV.4.2 Les refroidisseurs.....	73
IV.4.3 Le mixeur .....	74
IV.4.4 le recycleur.....	75
IV.4.5 Le compresseur de recyclage d'air C1451 .....	76
IV.4.6 Le refroidisseur E1421.....	77
IV.4.7 compresseur d'air C3420 .....	78
IV.4.8 Le refroidisseur E3421.....	79
IV.4.9 L'échangeur principal .....	80
IV.4.11 La turbine de détente.....	83
IV.4.12 L'échangeur de chaleur (LNG-101) .....	84
IV.4.13 La vanne de joule de Thomson (J-T).....	85
IV.4.14 La colonne de distillation .....	86
IV.6 Résultats et discussions .....	91
IV.7 Conclusion.....	92
<b>Conclusion générale.....</b>	<b>96</b>
<b>Bibliographies.</b>	

# Introduction générale

---

## Introduction générale

La cryogénie, science et technologie des températures inférieures à 120 K, a entamé son deuxième siècle d'existence. Elle est le résultat d'une conjonction historique du progrès scientifique et du progrès technologique ( poursuite de la liquéfaction des gaz atmosphériques jusque là considérés comme « non condensables » , faisant appel aux études des propriétés des substances chimiques pures et de leurs mélanges ,les appareils de compression , l'écoulement et les transferts de chaleur des fluides et les techniques d'isolation thermique ).

La liquéfaction des gaz de l'air est l'une des procédés les plus complexes dans l'industrie qui nécessite des très basses températures. Parmi les techniques les plus utilisées pour la production du froid : la vanne de Joule-Thomson et la détente adiabatique (la turbine). C'est à l'aide de la distillation qu'on a pu réaliser la séparation des gaz de l'air par l'intermédiaire des colonnes de distillation cryogénique.

L'objectif de notre travail est d'étudier et simuler à partir de logiciel Aspen hysys le cycle de Linde, afin d'avoir l'azote liquide.

Afin de mener à bien notre travail ; ce mémoire est structuré en quatre chapitre :

Le premier chapitre est consacré à présenter quelques techniques de production des basses températures, des généralités sur la cryogénie, les cycles de la liquéfaction, en fin les colonnes de distillations.

Le deuxième chapitre est basé sur l'étude du procédé de Linde, les propriétés des gaz de l'air et les équipements cryogénique mis en jeux.

Le troisième chapitre constitue une présentation globale du logiciel Aspen-Hysys qui est l'outil de simulation qu'on exploitera dans le quatrième chapitre.

Le dernier chapitre sera consacré aux applications ainsi qu'à la présentation des résultats de simulation des cycles de liquéfaction étudiés.

Nous terminerons notre travail par une conclusion générale.

**I.1 introduction :**

Avoir des très basses températures c'était l'objectif de grands nombres de chercheurs scientifiques et des physiciens. Dans ce chapitre on va présenter quelques techniques de productions des basses températures, des généralités sur la cryogénie, les cycles de la liquéfaction en fin les colonnes de distillations.

**I.2 définition de la cryogénie [1] :**

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

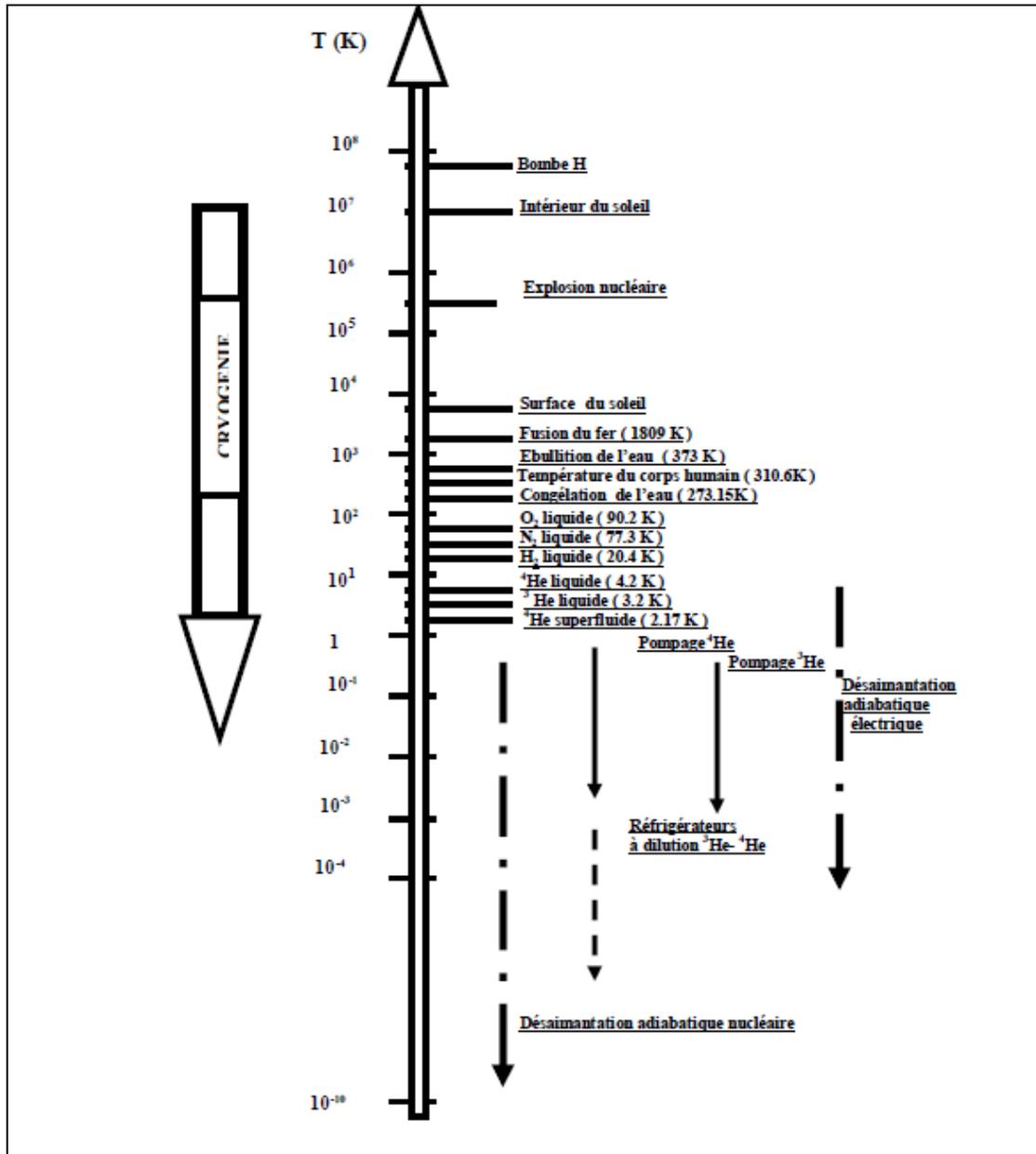


Figure I.1: Echelle de température thermodynamique.

### 1.3 Domaine d'utilisation de la cryogénie : [2]

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

- Les sciences physiques étudient des phénomènes spécifiques des basses températures ou qui exigent d'y travailler : supraconductivité, physique nucléaire, magnétisme, technique des gyroscopes de haute précision, électronique appliquée, etc.

- L'industrie chimique fait un usage croissant de l'oxygène pour les réactions et surtout de l'azote pour l'inertage des atmosphères. La production en quantité massive de l'éthylène ne peut se faire qu'à l'aide des basses températures pour sa séparation et sa purification finale.
- La médecine et la chirurgie emploient depuis longtemps des produits de base préparés grâce à la cryogénie : oxygène, protoxyde d'azote, plasma sanguin, etc.
- Les liquides cryogéniques usuels tels que l'oxygène et l'azote et les gaz rares de l'air sont employés en quantités massives dans la sidérurgie et la métallurgie (notamment argon/hélium pour la soudure).
- Quant aux industries spatiales, on sait que l'oxygène, l'hydrogène, l'azote et l'hélium liquide sont à la base même de leur existence. l'oxygène et l'hydrogène liquides assurent la propulsion des fusées, l'azote et l'hélium sont indispensables pour assurer l'inertage et le bon fonctionnement notamment des pompes d'alimentation à grand débit des moteurs de fusées.
- L'utilisation du froid pour le traitement, la production ou la transformation des gaz constitue donc actuellement un des fondements essentiels de l'industrie moderne.
- L'étude de superfluidité (absence de viscosité pour un liquide).
- La transformation en une fine poudre de toutes sortes de matières.
- La récupération de plus de 90% des gaz destructeurs de la couche d'ozone.
- La création, à partir d'azote liquide, de toutes sortes de neiges.
- Le transport sur de longues distances de gaz naturel à un coût réaliste.

## **I.4 Techniques de Production des basses températures : [3]**

### **I.4.1 Effet de Joule- Thomson :**

C'est une détente isenthalpique sans travail extérieur, ce type de détente, qui est le premier mode fondamental de production du froid, se produit par passage d'un gaz réel dans un orifice étroit, les échanges de chaleur avec l'extérieur étant supprimés par un calorifuge.

Soit une masse de gaz unité qui s'écoule à travers un orifice .la pression passe de  $P_1$  à  $P_2$  et le volume de  $V_1$  à  $V_2$ .

Le travail de transvasement est :

$$W = P_2 V_2 - P_1 V_1 \quad (\text{I.1})$$

La variation d'énergie interne est alors :

$$U_2 - U_1 = -W = P_1 V_1 - P_2 V_2 \quad (\text{I.2})$$

$$U_2 + P_2 V_2 = U_1 + P_1 V_1 \quad (\text{I.3})$$

$$H_2 = H_1 \quad (\text{I.4})$$

L'enthalpie du gaz n'a pas donc varié, la détente JOULE THOMSON est isenthalpique  $dH = 0$ .

L'abaissement de température en fonction de la pression peut être caractérisé par un coefficient  $\mu_{j-t}$  tel que  $\mu_{j-t} = \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)$  coefficient JOULE -THOMSON qui se calcul comme suit :

$$dH = d(U + PV) = dU + PdV + VdP = 0 \quad (\text{I.5})$$

L'expression  $dU + PdV$  représente  $\partial Q$  (principe de l'équivalence), d'où :

$$dH = \partial Q + VdP = 0 \quad (\text{I.6})$$

Par ailleurs, en prenant T et P comme variables indépendantes, on a :

$$\partial Q = C_p dT + h dp \quad (\text{I.7})$$

Avec  $C_p = \left(\frac{\partial Q}{\partial T}\right)_p$  : Chaleur spécifique à pression constante. (I.8)

$$h = \left(\frac{\partial Q}{\partial P}\right)_T : \text{Chaleur de compression isotherme.} \quad (\text{I.9})$$

$$\text{D'où} \quad C_p dT + (H+V) dP = 0 \quad (\text{I.10})$$

$$\text{Et} \quad \mu_{j-t} = -\frac{h+V}{C_p} \quad (\text{I.11})$$

Le coefficient h peut s'exprimer de différentes façons, et notamment

$$h = -T \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad (\text{I.12})$$

D'où l'expression du coefficient  $\mu_{j-t}$

$$\mu_{j-t} = \frac{-T \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P - V}{C_p} \quad (\text{I.13})$$

Les gaz réels, leur coefficient est en général positif et les gaz se refroidissent par détente, mais l'inverse peut être vrai selon les valeurs respectives de  $T \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P$  et de V.

#### I.4.2 Détente adiabatique (Expander) :

La deuxième méthode pour produire les basses températures ; c'est la détente adiabatique du gaz à travers une machine d'expansion, pour ce cas idéal la détente est réversible et adiabatique (isentropique), on définit alors un coefficient de détente isentropique

$$\mu_s = \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_S \quad (\text{I.14})$$

Qui exprime le changement de la température dû au changement de la pression à entropie constante

Ce coefficient se calcule comme suit :

$$\left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_S = \left(\frac{\partial T}{\partial S}\right)_P \cdot \left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T \quad (\text{I.15})$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_P = \frac{\partial Q}{T} \frac{1}{dT} = \frac{1}{T} \left(\frac{\partial Q}{\partial T}\right)_P = \frac{C_p}{T} \quad (\text{I.16})$$

D'où 
$$\left(\frac{\partial T}{\partial S}\right)_P = T \left(\frac{\partial T}{\partial Q}\right)_P = \frac{T}{C_p} \quad (\text{I.17})$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T = \frac{\partial Q}{T} \frac{1}{\partial P} = \frac{1}{T} \left(\frac{\partial Q}{\partial P}\right)_T \quad (\text{I.18})$$

Le terme : 
$$\left(\frac{\partial Q}{\partial P}\right)_T = h = -T \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad (\text{I.19})$$

D'où : 
$$\left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T = -\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad (\text{I.20})$$

Alors 
$$\mu_s = \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_S = \frac{T}{C_p} \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad (\text{I.21})$$

Les deux facteurs  $\frac{T}{C_p}$  et  $\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P$  sont toujours positifs donc  $\mu_s$  est toujours positif ; la détente avec travail extérieur provoque toujours, à l'inverse de la précédente, le refroidissement du gaz traité.

On pouvait d'ailleurs s'y attendre car le travail produit par le système est, en vertu du principe de l'équivalence compensé par diminution d'énergie interne, donc de la température. La détente isentropique, pour une même température de départ et entre deux pressions données, provoque un abaissement de température plus important que la détente isenthalpique,

(Le coefficient  $J-T$  :  $\mu_{J-T} = \frac{V}{C_p} - \frac{T}{C_p} \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P$  est plus petit que le coefficient  $\mu_s = \frac{T}{C_p} \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P$  )

Elle est donc plus intéressante, mais son emploi est toujours combiné avec celle-ci car il n'est pas possible, pour des raisons technologiques, d'admettre la présence de liquide dans les machines de détente.

## I.5 cycles de liquéfaction cryogénique : [4]

On peut distinguer quatre grandes familles de procédés thermodynamiques cryogéniques :

- Les procédés à détente isenthalpique de Joule-Thomson.
- Les cycles inverses de Brayton à détente isentropique.
- Les procédés mixtes associant une détente isenthalpique et une détente isentropique (cycle de Claude).
- Les cascades classiques ou intégrées.

### I.5.1 Cycle idéal de liquéfaction d'un gaz :

Le cycle idéal de liquéfaction correspond à celui mis en jeu dans un processus idéal, composé des transformations :

- Une compression isotherme entre l'état 1 et l'état 2.
- Une détente isentropique de l'état 2 vers l'état f (état de liquide saturé).

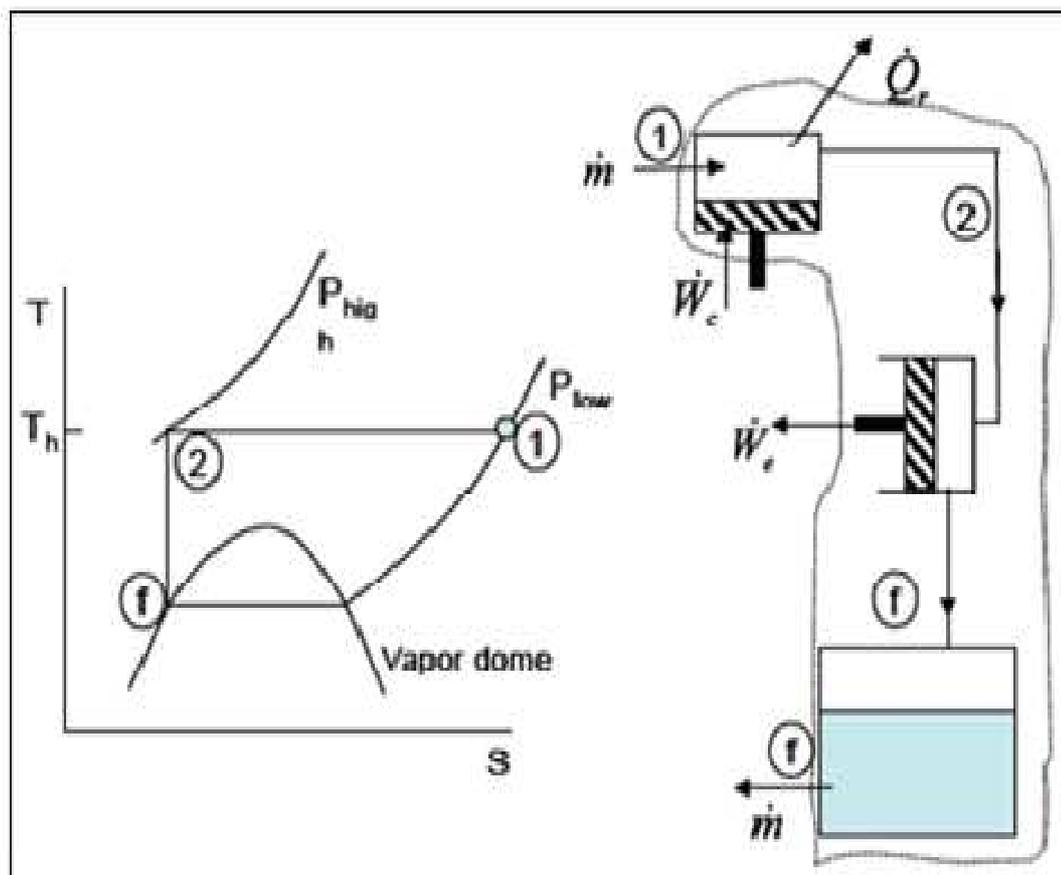


Figure I.2: cycle idéal de liquéfaction d'un gaz.

### I.5.2 Cycle de Linde : [5]

C'est un cycle de liquéfaction qui utilise une détente isenthalpique (de Joule-Thomson) néanmoins, il nécessite au préalable un refroidissement permettant d'abaisser la température de gaz au dessous de la température d'inversion de Joule-Thomson. Après la détente de Joule-Thomson, on obtient une fraction « y » de liquide et une fraction « 1-y » de vapeur.

Ce système est composé de ces transformations :

- De l'état 1 vers l'état 2: une compression isotherme.
- De l'état 2 vers l'état 3: un refroidissement isobare.
- De l'état 3 vers l'état 4: une détente isenthalpique.
- De l'état 4 vers l'état 5 (point g): un réchauffement isobare du gaz non liquéfier (refus de liquéfaction).

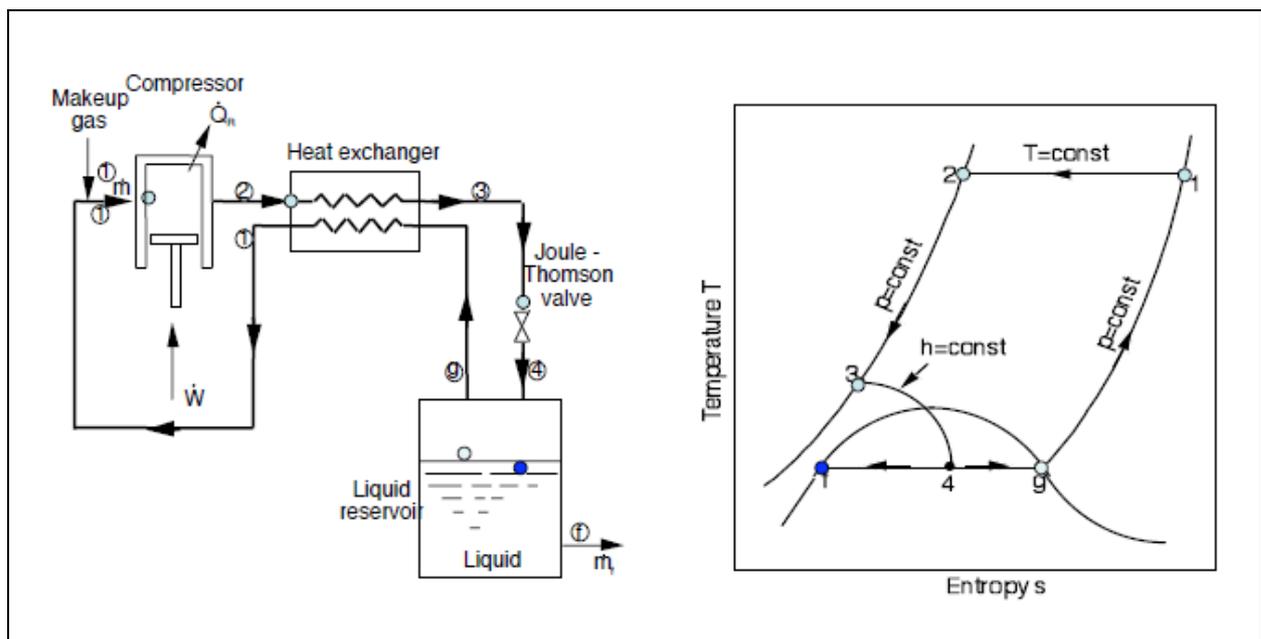


Figure I.3: Cycle de liquéfaction de Linde.



#### I.4.4 Cycle de Linde à détente étagée :

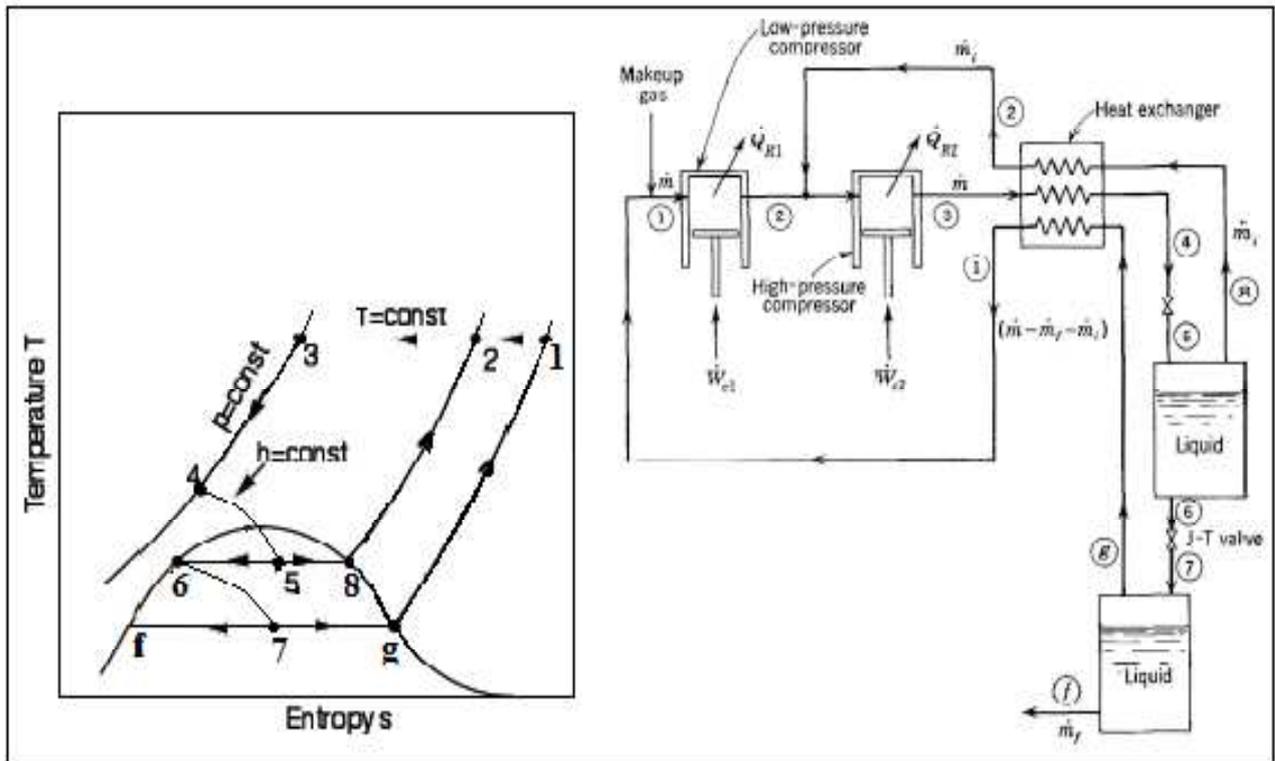


Figure I.5: cycle de Linde à détente étagée.

#### I.5.5 Cycle de Claude : [6]

Le cycle de Claude associe deux détente, une isenthalpique et l'autre isentropique.

Le début de cycle de Claude est le même que celui de Linde (compression isotherme), puis un premier refroidissement isobare (point 3) : en ce point, on prélève une partie du gaz partiellement refroidit dans l'échangeur de chaleur « 1 » qu'on envoie dans la turbine pour y subir une détente isentropique, cette turbine fournit une puissance «  $\dot{W}_E$  » et ce gaz refroidit rejoint en (point 7), la ligne montante des gaz frais (refus de liquéfaction)

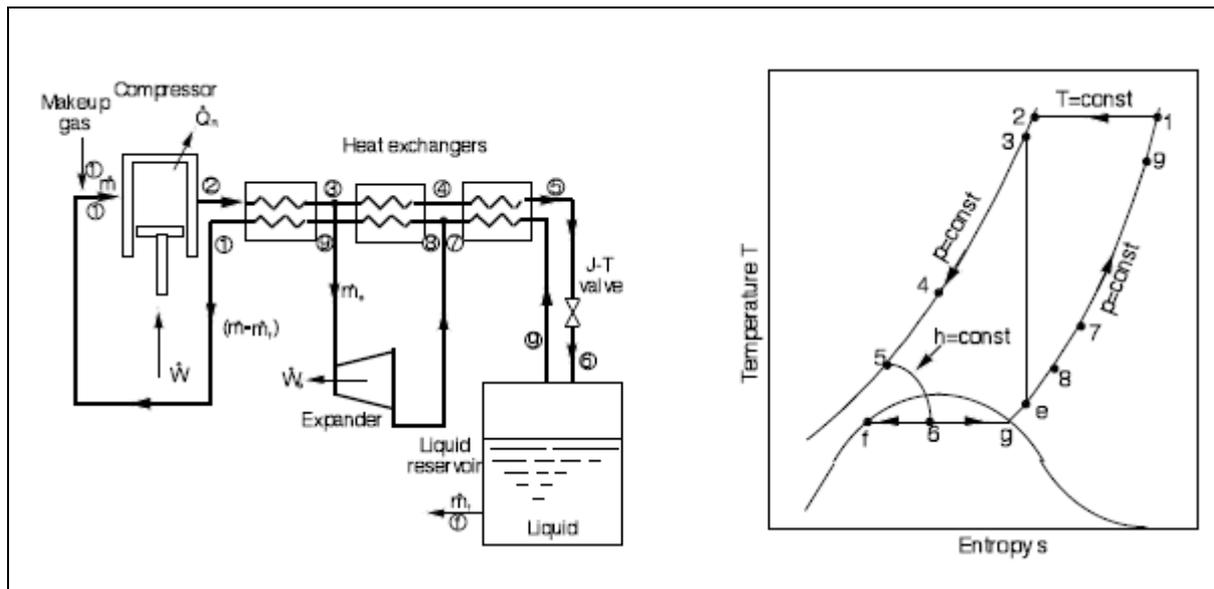


Figure I.6: Cycle de Claude.

### I.5.6 Système de liquéfaction de KAPITZA : [7]

Kapitza (1939) a modifié le système de Claude en éliminant le troisième échangeur de chaleur ou échangeur de chaleur à basse température. Plusieurs modifications pratiques notables ont également été introduites dans ce système un moteur d'expansion rotatif est au lieu de mouvement alternatif turbine. Le premier échangeur de chaleur ou élevé la température dans le système de Kapitza était en fait un ensemble de régénérateurs valvé, qui combine le processus de refroidissement avec le processus de purification. Le gaz chaud entrant a été refroidi dans une unité et d'impuretés, il a été déposé, tandis que le flux sortant réchauffé dans l'autre appareil et rincé les impuretés congelées déposées en elle. Kapitza a fait une analyse minutieuse des turbo-réfrigération et développé des turbines à écoulement radial pour la réfrigération de l'air.

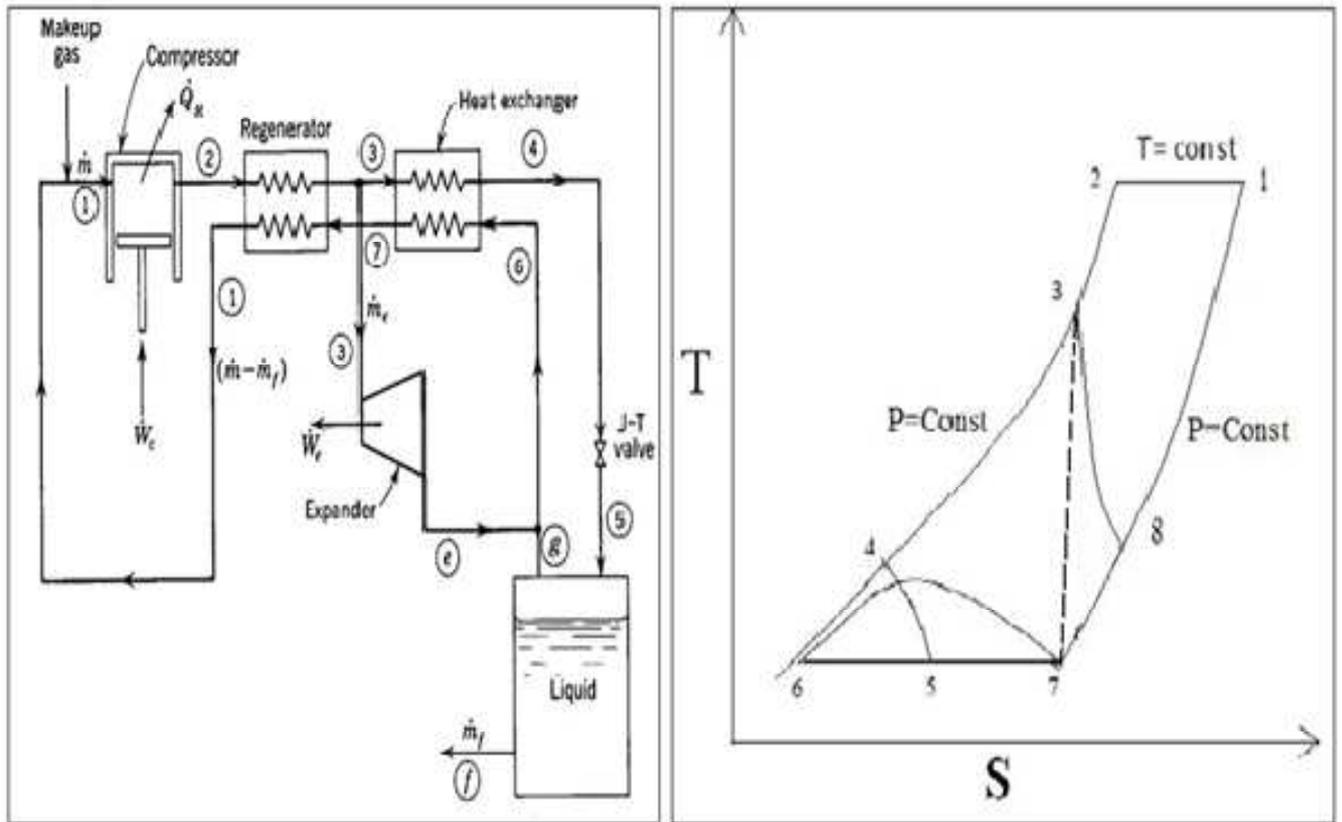


Figure I.7: Cycle de liquéfaction de Kapitsa.

I.5.7 Cycle de liquéfaction de Collins (1952) : [8]

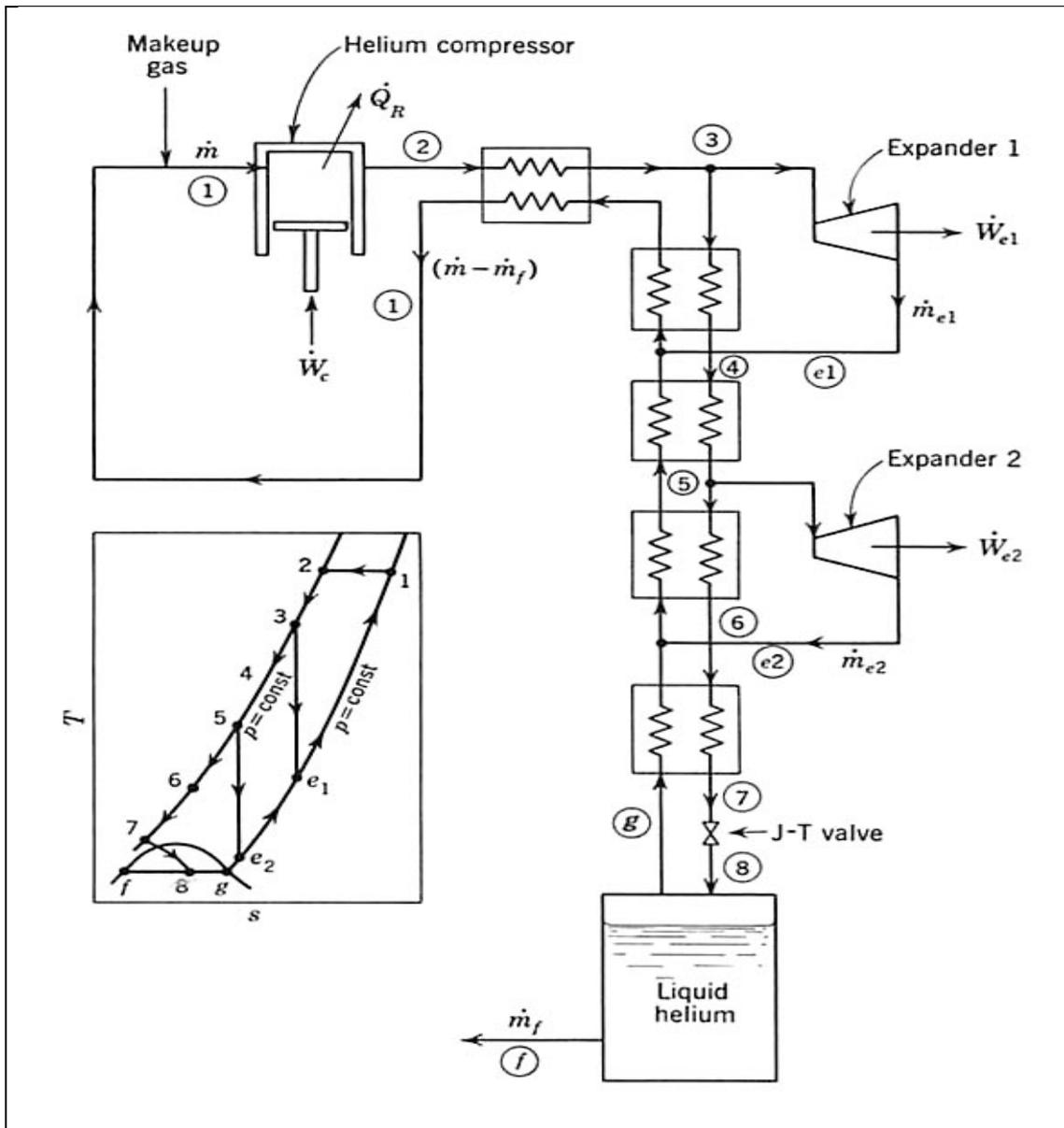


Figure I.8 : Cycle de liquéfaction de Collins (1952).

### I.5.8 Cycle en cascade classique: [9]

Ce procédé consiste à abaisser la pression du gaz naturel à liquéfier par l'utilisation en cascade de plusieurs réfrigérants à des niveaux thermiques de plus en plus bas. C'est alors que le transfert des frigories s'effectue d'étage en étage à des températures progressivement décroissantes. Le principe physique utilisé au cours du changement d'état d'un fluide repose sur l'enthalpie de vaporisation ou de condensation à une température qui dépend de la nature du fluide et de sa pression. Parmi les fluides frigorigènes généralement utilisés nous distinguons : Le propane, l'éthylène, le méthane,...etc.

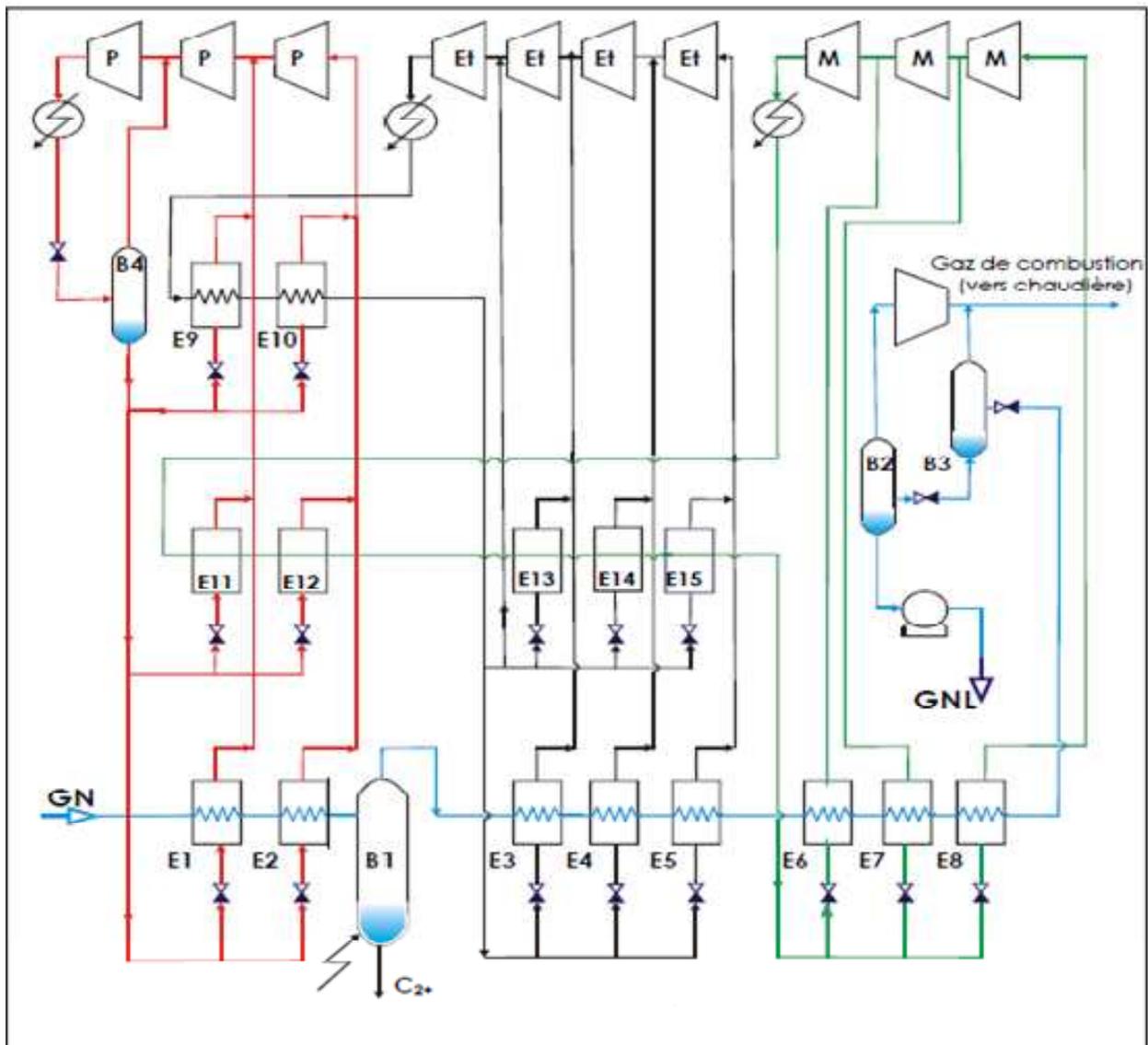


Figure I.9 : Cycle en cascade classique.

## I.6 Les colonnes de distillation :

### I.6.1 Définition : [1]

Une colonne est une unité de séparation physico-chimique utilisée en science de l'ingénieur, en chimie et en biologie. Il s'agit en général d'un tube au sein duquel des échanges de matière (à la base de séparation) et d'énergie (chaleur) s'effectuent entre une phase liquide descendante et une phase gazeuse montante.

La colonne permet de séparer un ou plusieurs composés d'un mélange. Le principe de séparation est variable et utilise différents moyens. On désigne ces unités en fonction de leur principe de séparation, par exemple : colonne de distillation, colonne de chromatographie.

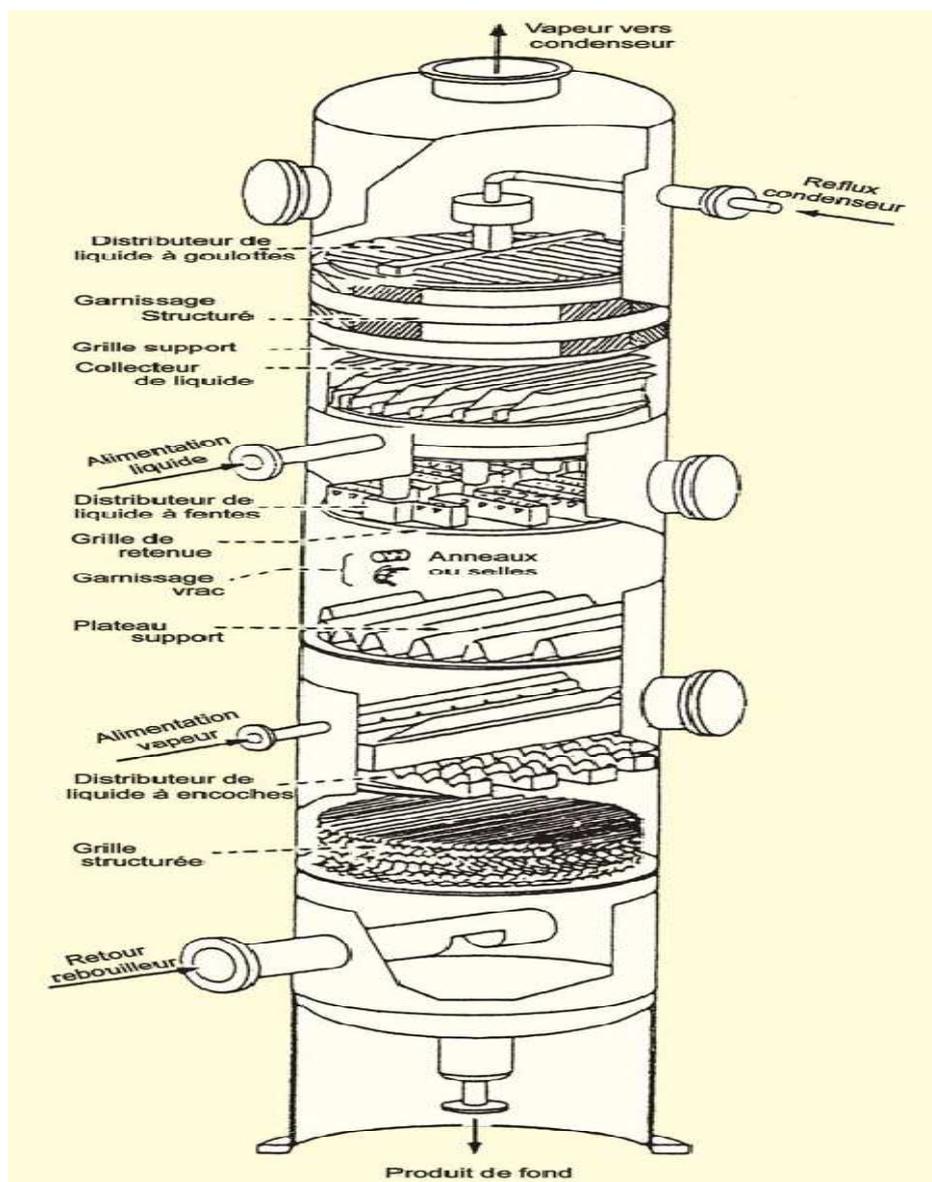


Figure I.10 : Vue écorchée d'une colonne.

Les colonnes de séparation sont, dans l'industrie, de différents types :

- Colonne de distillation ;
- Colonne de rectification ;
- Colonne d'absorption ;
- Colonne de chromatographie ;
- Colonne d'extraction liquide-liquide ;

Dans notre travail, on s'intéresse aux colonnes de distillation destinées à la liquéfaction des gaz de l'air.

Il existe deux types de colonnes de distillation, qui sont :

- Les colonnes à garnissage structuré.
- Les colonnes à plateaux-tamis.

### **I.6.2. Les colonnes à garnissage structuré : [10]**

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. Ce sont ces éléments qui constituent le garnissage.

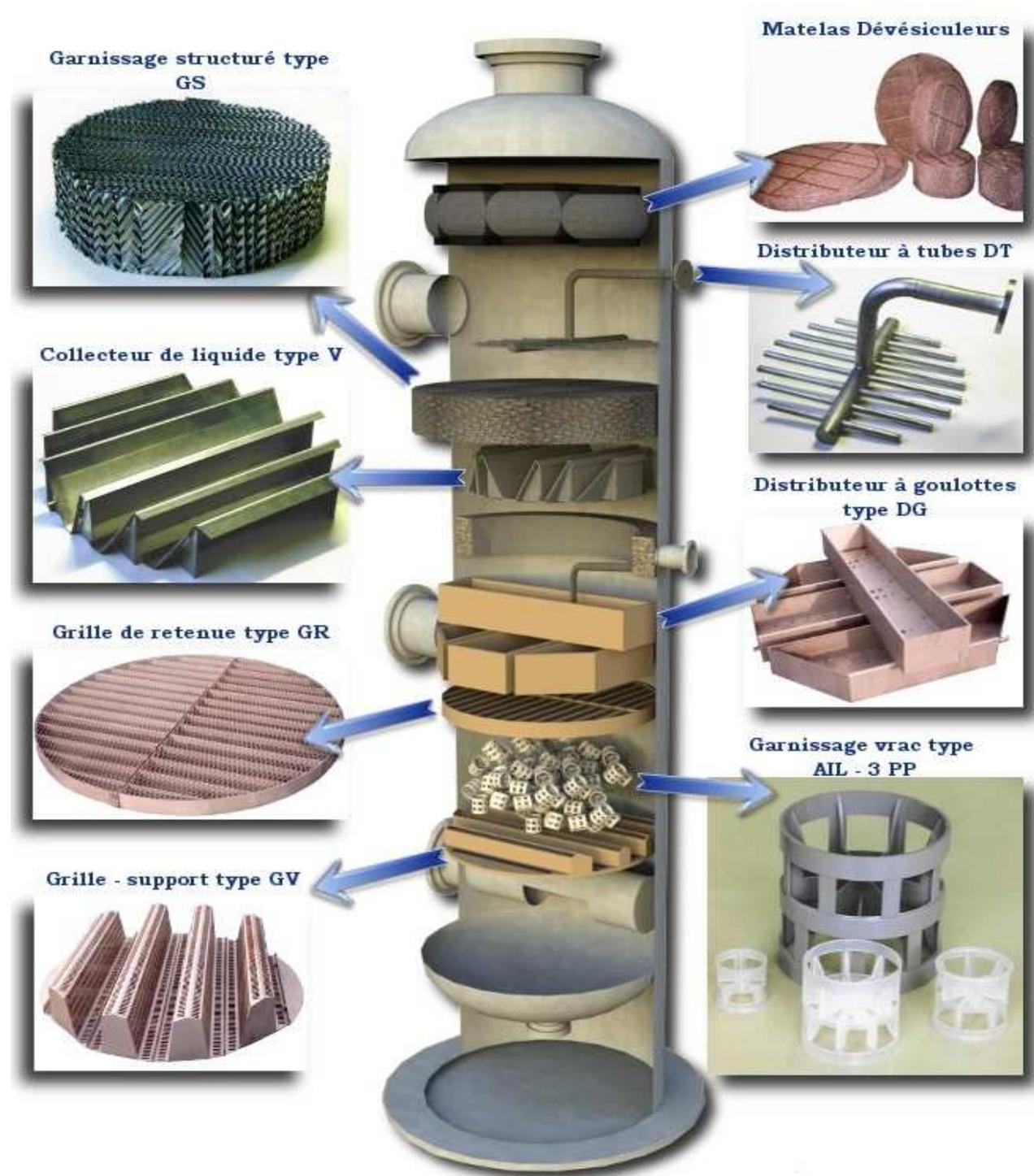


Figure I.11 : colonne à garnissage.

### I.6.2.1 Les garnissages structurés: [11]

Les garnissages structurés sont constitués de tôles ondulées, assemblées les unes contre les autres de façon que les ondulations soient orientées dans la même direction une fois sur deux. Les ondulations d'une plaque forment un "X" avec celles de la plaque suivante. Le liquide

descend et est mélangé au centre du “X” avec la vapeur qui monte dans l’autre sens à travers les mêmes canaux. Les ondulations font que la surface de contact entre liquide et vapeur est importante, ce qui est essentiel. Pour accroître encore la surface de contact, les tôles sont munies d’autres ondulations moins accentuées dans l’autre direction.

Ces types des colonnes ont une chute de pression bien plus basse que celle à plateaux-tamis, avantage qui permet de réduire la puissance des compresseurs. La chute de pression dans une colonne à plateaux-tamis est plus élevée puisque la vapeur doit soutenir le liquide au-dessus des plateaux. L’inconvénient des garnissages structurés est leur bien plus grande sensibilité aux modifications de débit de gaz et de liquide.

Un garnissage structuré nécessite une conception et un montage très minutieux des distributeurs de liquide au sommet de chaque zone, pour que le liquide soit réparti régulièrement. Chaque passage au travers des ondulations doit, effectivement, admettre la même quantité de liquide. Sinon, la vapeur a tendance à trouver le cheminement le plus facile, c’est-à-dire celui qui contient le moins de liquide, et la distillation n’est pas satisfaisante.



**Figure I.12 : Garnissage structuré.**

**La colonne contient également : [12]**

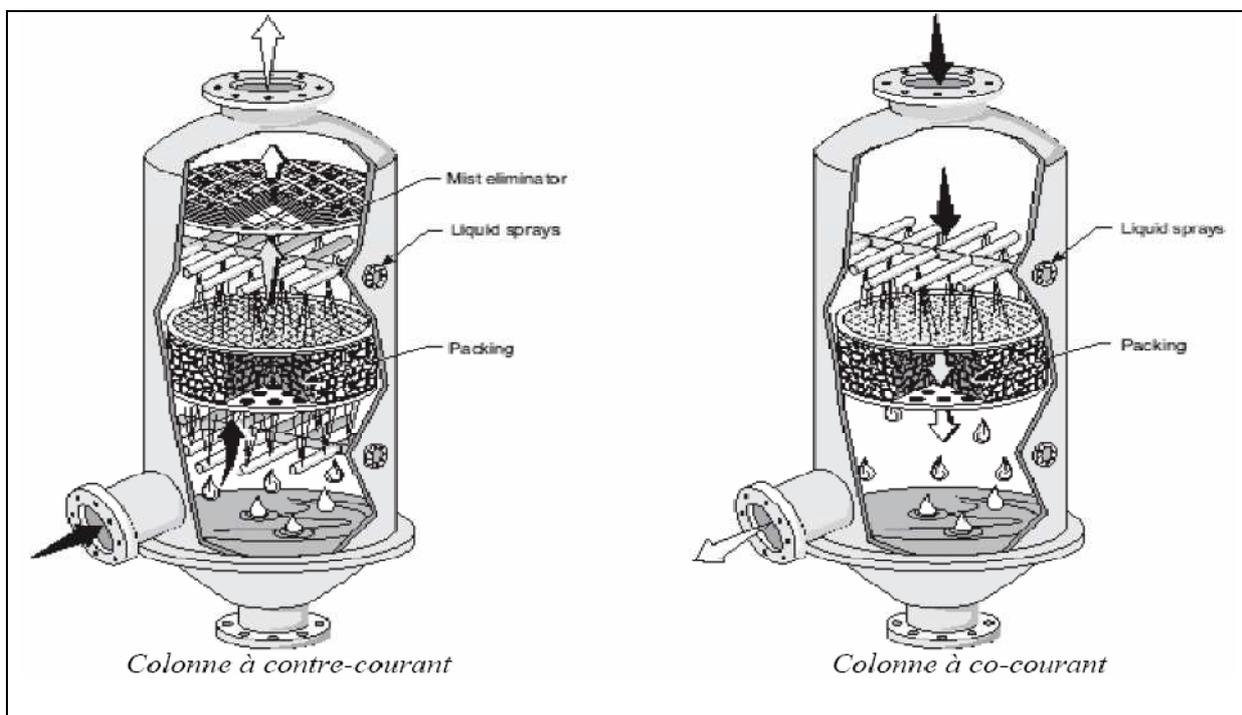
- dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz ;
- dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide;
- parfois un redistributeur.

En considérant la façon d'alimenter la colonne en gaz et en liquide, on peut distinguer trois types de colonnes :

- A contre-courant ;
- À co-courant ;
- A flux croisé.

Le garnissage qui crée une série d'obstacles sur le parcours du liquide et du gaz au sein de la colonne permet :

- d'augmenter la surface de contact entre les deux phases;
- d'augmenter le temps de séjour des deux phases dans la colonne et donc leur durée de contact ;
- de créer un régime turbulent de la phase gazeuse.



**Figure I.13: Différents arrangements de distribution des phases dans la colonne à garnissage.**

### I.6.3 Les colonnes à plateaux-tamis : [13]

Les plateaux-tamis sont des disques de métal dans lesquels on a percé un grand nombre de petits trous. La vapeur montante passe à travers ces, en empêchant le liquide de couler vers le bas par ces même trous. Le liquide coule par un trop-plein dont le tuyau redescend dans le liquide du plateau situé juste au-dessous (principe de la soupape liquide). La soupape liquide empêche la vapeur de remonter par le tuyau.

Grâce au grand nombre de petits trous, le flux montant de vapeur est efficacement divisé en petites bulles, et le contact entre la vapeur et le liquide devient très intense.

Avec ce type de plateaux, la quantité de vapeur doit être en permanence suffisante pour soutenir le liquide. Si pour quelque raison la quantité de vapeur était trop faible, alors le liquide redescendrait par les trous et le processus de distillation ne fonctionnerait plus correctement.

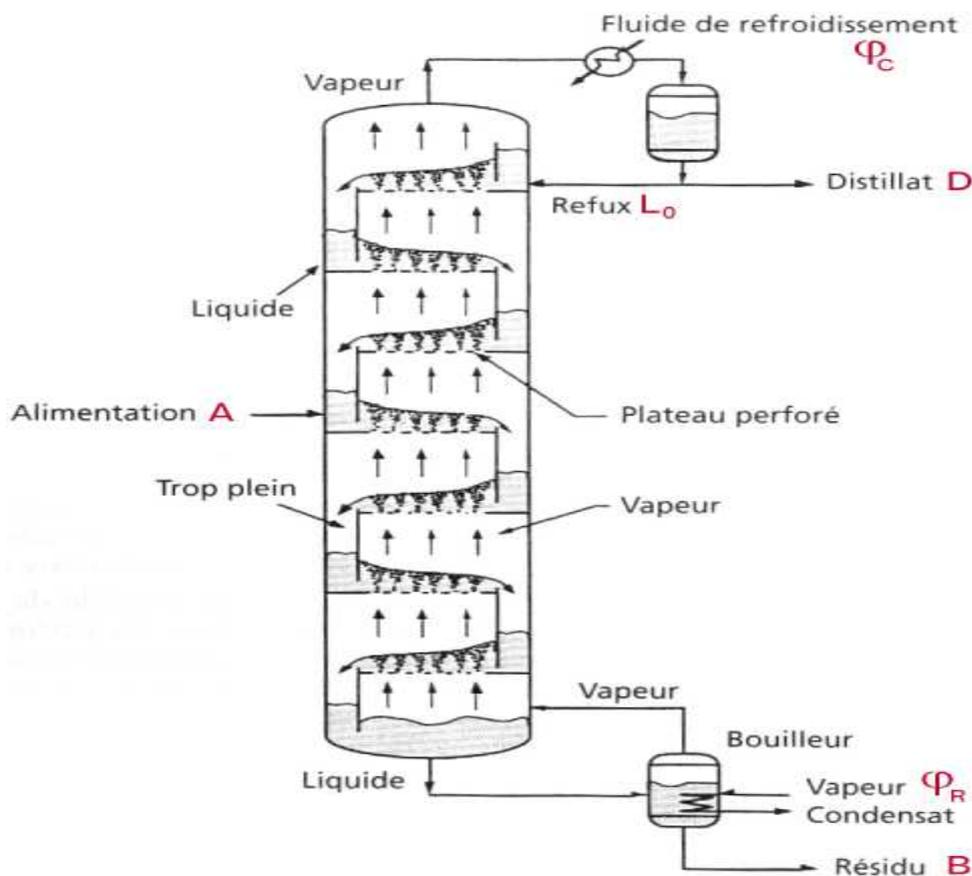


Figure I.14 : colonne à plateaux.

**I.6.3.1 plateaux à courants croisés : [14]****➤ Principe de fonctionnement :**

Dans les colonnes à plateaux à courants croisés, la phase gazeuse montante traverse le liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Un barrage de sortie maintient sur le plateau une couche de liquide, qui s'écoule par gravité d'un plateau à l'autre, par une conduite.

La perte de charge sur un plateau est le résultat de :

- La perte de charge du gaz au travers des trous du plateau,
- La hauteur de liquide sur le plateau,
- L'aération du liquide.

En pratique, la perte de charge est de l'ordre de 2 fois la hauteur de liquide sur le plateau soit environ 100 mm de liquide.

**➤ Avantages et inconvénients des plateaux à courants croisés :**

Les plateaux à courants croisés sont plus souvent utilisés que les plateaux à contre courant, car l'efficacité de transfert de la matière est meilleure et ils ont une plus grande échelle de fonctionnement. Ils peuvent fonctionner avec des débits de liquide très faibles.

Un des inconvénients de ce type de colonnes est la réduction de la surface de contact, de la surface d'échange entre les deux phases qui est due à la présence des trop-pleins. Les trop-pleins doivent en effet être suffisamment grand pour assurer un bon écoulement du liquide des plateaux supérieurs aux plateaux inférieurs. De plus, du gaz peut passer par ces trop-pleins

**I.6.3.2 Les plateaux à contre-courant :****➤ Description :**

Les plateaux à contre-courant ne sont composés que de deux zones :

- Zone implantée d'orifices pour permettre l'écoulement du gaz et du liquide ;
- Zone périphérique.

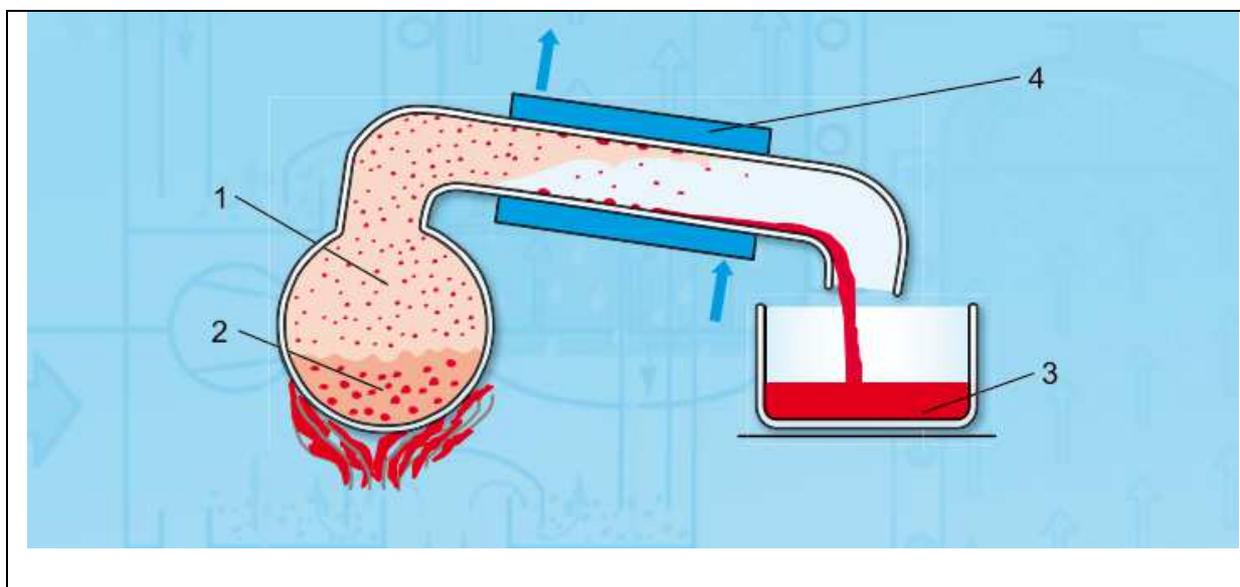
## II.1 Introduction :

La liquéfaction des gaz est un processus compliqué qui utilise diverses compressions et expansions pour obtenir des pressions élevées et des températures très basses. Ce chapitre est consacré à l'étude de ce processus, les propriétés des gaz de l'air et quelque domaine de leur application, ainsi les équipements cryogéniques mis en jeu.

## II.2 Principe de distillation : [15]

La distillation est une opération unitaire permettant de séparer les mélanges de liquides. On utilise pour la séparation les différentes volatilités des composants du mélange. Le terme volatilité signifie la tendance que présente une matière à passer de la phase liquide à la phase gazeuse. L'acétone, l'alcool et l'essence sont des exemples de liquides facilement volatils.

Pour obtenir la séparation, le mélange de liquides est porté à ébullition. La phase vapeur obtenue présente plusieurs composants. Cette phase s'enrichit en composés les plus volatils. La phase vapeur est séparée de la phase liquide et est condensée (distillat). Les composés les moins facilement volatils restent quant à eux en majorité dans la phase liquide (résidu).



**Figure II.1 : principe de distillation.**

1- la phase vapeur 2-mélange du liquide en ébullition 3- distillat 4- condenseur.

### II.2.1 La rectification : [16]

La rectification est une forme d'application de la distillation. Elle est utilisée par exemple pour le fractionnement du pétrole.

Si le distillat obtenu par distillation est à nouveau distillé, on obtient un nouveau distillat dont la teneur en composants volatils est encore plus élevée. En recommençant cette opération plusieurs fois, il est possible d'augmenter à chaque fois cette teneur.

En pratique, cette distillation à plusieurs étapes est effectuée dans une colonne sous forme de distillation à contre-courant (rectification). Le mélange de liquides à séparer (alimentation) est amené en bas de la colonne où il est porté à ébullition. La vapeur générée se déplace vers le haut de la colonne, la quitte au niveau de la tête et est condensée. Une partie du condensat est évacuée en tête de colonne. L'autre partie retourne dans la colonne et se déplace vers le bas comme contre-phase liquide.

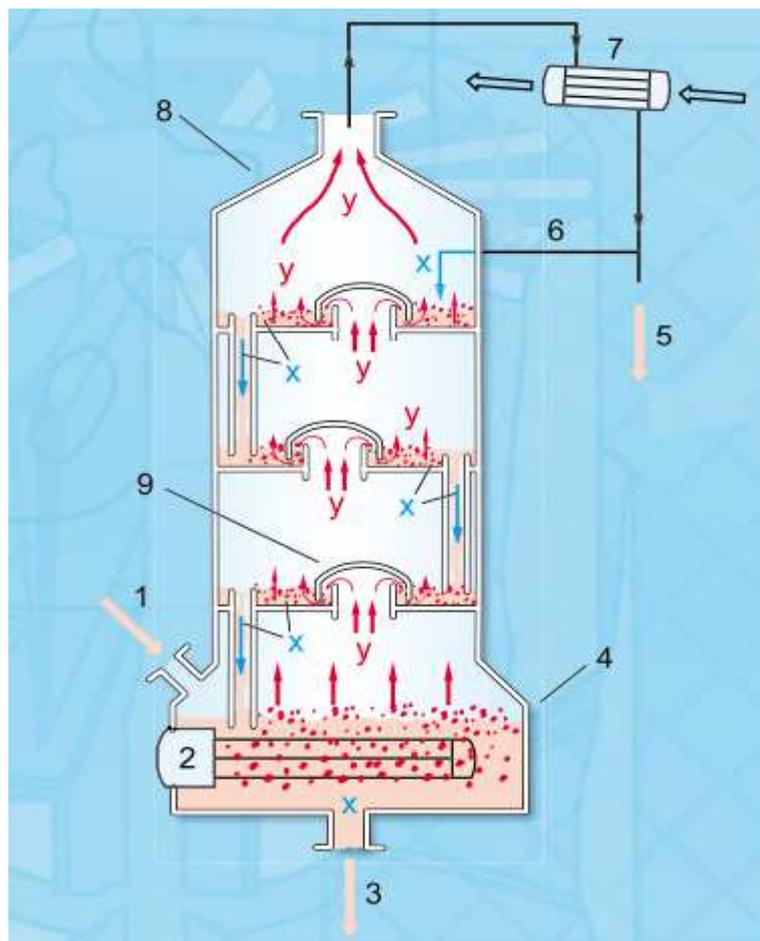


Figure II.2 : représentation simplifiée d'une colonne de rectification.

1 alimentation, 2 chauffage du bas de colonne, 3 produit de bas de colonne, 4 bas de colonne, 5 produit de tête, 6 reflux, 7 condenseur, 8 tête de colonne, 9 plateau d'échange (ici: plateau à cloches); x phase liquide, y phase gazeuse.

Pendant son déplacement vers la tête de colonne, le mélange gazeux généré au bas de la colonne subit un échange intensif de chaleur et de matières avec la phase liquide par l'intermédiaire des plateaux, ou des garnissages. Les composants moins facilement volatils de la phase vapeur se condensent et enrichissent ainsi la phase liquide. En même temps, la chaleur de condensation libérée assure l'évaporation des composants les plus facilement volatils de la phase liquide. Du fait de ces processus dans la colonne, la teneur de la phase vapeur s'enrichit en composants volatils du bas de la colonne à la tête. La teneur de la phase liquide en composants les moins facilement volatils augmente de tête en bas dans la colonne.

Par exemple, prendre un mélange liquide d'alcool (point d'ébullition  $78^{\circ}\text{C}$ ) et de l'eau (point d'ébullition  $100^{\circ}\text{C}$ ). Si nous avons un mélange bouillant avec 50% d'alcool, la vapeur contiendra 80% d'alcool. Pour avoir un alcool encore plus pur, la vapeur doit être séparée et condensée en liquide. Ce liquide doit ensuite être bouilli à nouveau pour obtenir de la vapeur, qui contient une teneur en alcool plus élevée. Le liquide bouillant qui reste contient une quantité réduite d'alcool et d'eau accrue. Parce que plus d'alcool que d'eau a été enlevé en tant que vapeur.

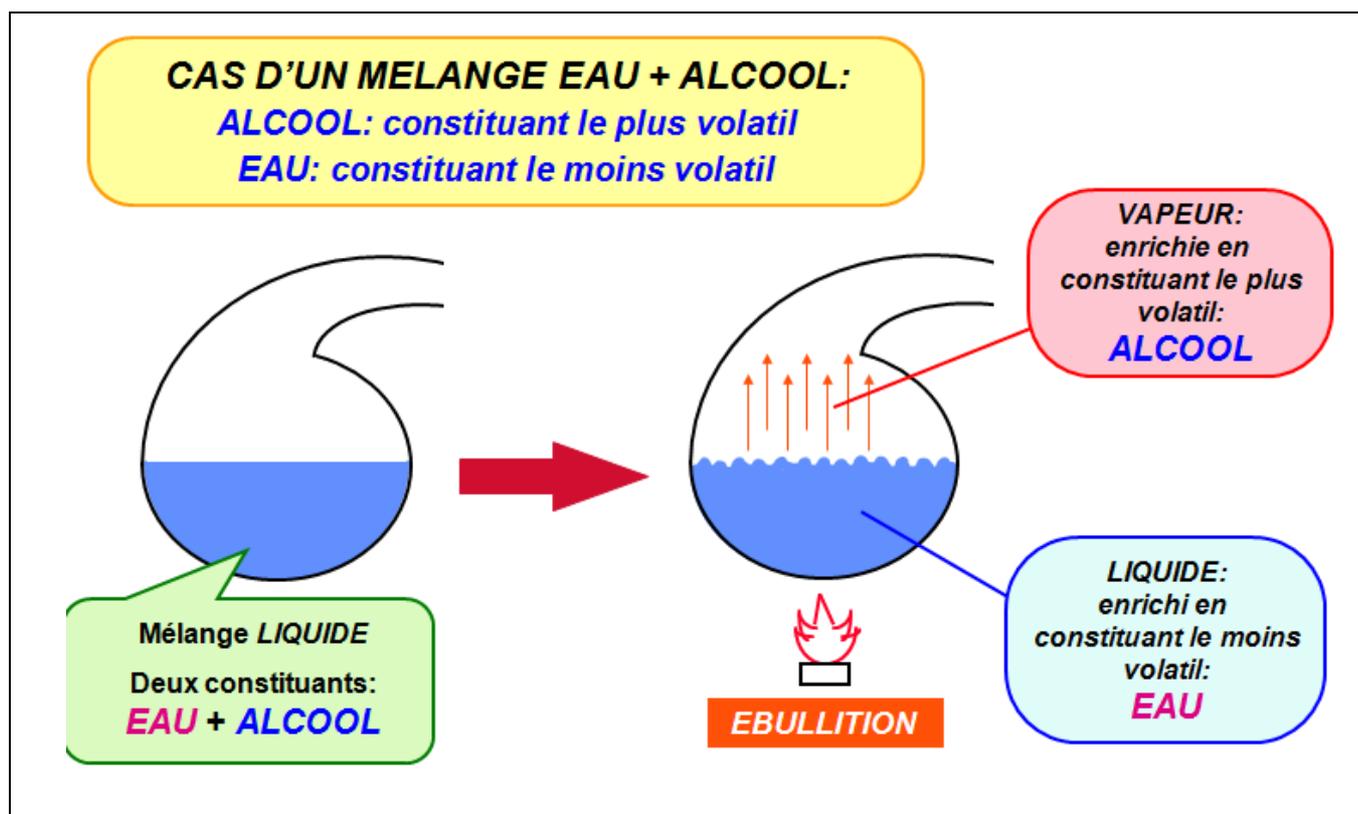


Figure II.3 : exemple de distillation (l'alcool et l'eau).

## II.3 procédés de séparation des gaz de l'air :

### II.3.1 généralités sur l'air :

#### II.3.1.1 définition de l'air : [18]

Fluide invisible, transparent, sans odeur ni saveur, pesant, compressible, élastique, qui forme autour de la terre une couche nommée atmosphère. L'air était un des quatre éléments de l'ancienne physique. L'air n'est pas un élément, c'est un corps composé. Les nuages sont portés dans l'air. L'air est l'aliment de la respiration.

- **La pression:**

Du fait de la diminution de la pression de l'air avec l'altitude, il est nécessaire de pressuriser les cabines des avions et autres aéronefs. En pratique, la pression imposée dans les cabines est supérieure à la pression extérieure, bien que moindre que la pression au niveau du sol.

De l'air comprimé est également utilisé dans la plongée sous-marine.

### II.3.1.2 composition de l'air :

L'air est un mélange de gaz constituant l'atmosphère de la terre. Il est approximativement composé en fraction molaire ou en volume de :

- 78,08% de diazote ;
- 20,95% de dioxygène ;
- Moins de 1% d'autre gaz dont :
  - Les gaz rares principalement de l'argon 0,93%, mais aussi du néon 0,0018% (18ppmv), du krypton 0,00012%(1,1ppmv), du xénon 0,00009%(0,9 ppmv) ;
  - Le dioxyde de carbone 0,0400%(400 ppmv)<sup>5</sup> ;
  - Le méthane 0,000172%(1,72 ppmv).

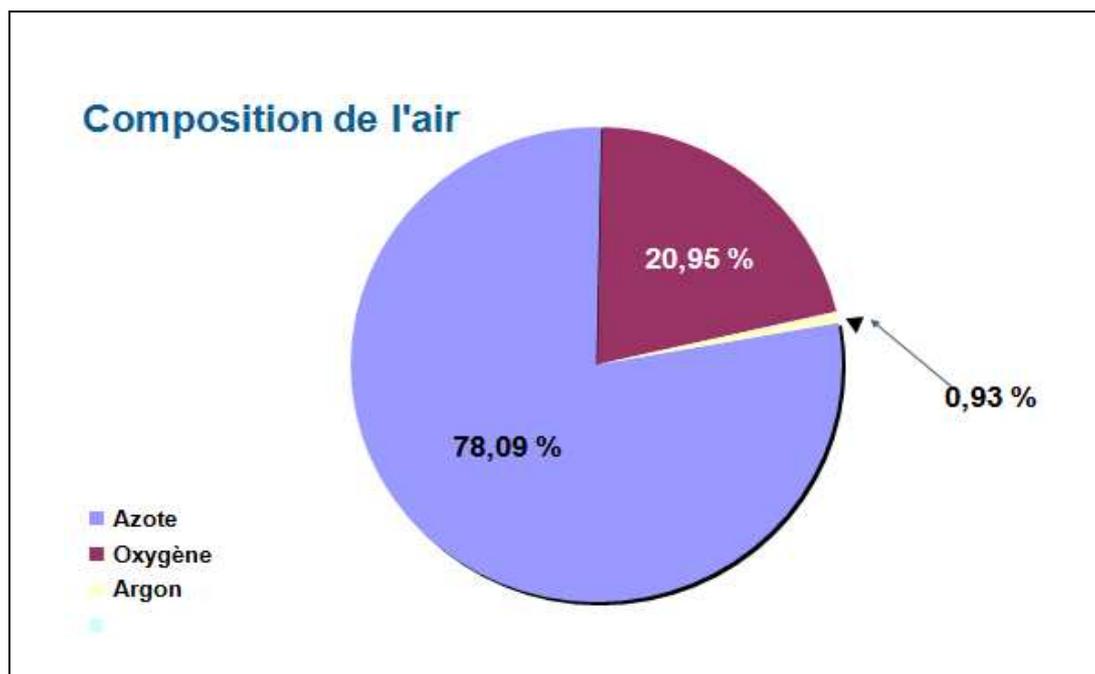


Figure II.4 : composition de l'air.

### **II.3.2 Propriétés de l'oxygène, l'azote et l'argon :**

#### **II.3.2.1 Propriétés de l'oxygène : [19]**

L'oxygène est un gaz dans les conditions ordinaires (15°C et 1bar), il est indispensable à la vie, il est incolore, sans odeur, et sans saveur. A la pression atmosphérique pour des températures inférieures à -183°C, c'est un liquide bleu pâle.

Formule chimique O<sub>2</sub> numéro atomique Z=8 et sa masse molaire est 31,9987 g/mole. Point d'ébullition : -183°C, point de congélation : -219°C.

L'oxygène liquide sous pression atmosphérique n'occupe que 1/854<sup>ème</sup> de son volume gazeux. L'oxygène est très réactif, il se lie avec presque tout les autres éléments, il intervient dans la plupart de procédés de combustion et de corrosion.

#### **II.3.2.2 propriétés de l'azote :**

L'azote est un gaz dans les conditions ordinaire 15°C et 1 Bars. L'azote est un gaz incolore, sans odeur et sans saveur. C'est le composant principal de l'air (78,08% en volume) à la pression atmosphérique, pour des températures de -196°C ; c'est un liquide incolore, un peu plus léger que l'eau.

L'azote ne peut entrainer ni la respiration, ni la combustion (gaz inerte), mais joue un rôle essentiel en tant qu'élément de la matière. C'est un gaz ininflammable. L'azote est livré soit gazeux sous pression dans des bouteilles, soit liquide à basse température sous sa propre pression de vapeur saturante.

Formule chimique N<sub>2</sub>, numéro atomique Z=7, masse molaire 28,0134 g/mole point d'ébullition : -196°C, point de congélation -210°C

#### **II.3.2.3 Propriétés de l'argon :**

L'argon est l'élément chimique de numéro atomique 18 de symbole Ar. Il appartient au groupe des gaz nobles (aussi appelé gaz rare), avec l'hélium, le néon, le krypton, le xénon, le radon, l'ununoctium, de découverte plus récente, fait peut-être également partie de ce groupe. Malgré le nom génétique de cette famille, l'argon (sur terre) n'est pas à proprement parler un gaz rare : il figure, derrière le di-azote et le dioxygène, au troisième rang d'importance de constituants de l'atmosphère terrestre (0,933% en volume). Et il est de ce fait l'un des gaz nobles les plus utilisés.

### **II.3.3 Principales applications des gaz de l'air :**

#### **II.3.3.1 L'oxygène :**

La circulation sanguine, dans notre corps, absorbe l'oxygène de l'air dans nos poumons pour alimenter les cellules. Les fournisseurs de soins de santé emploient l'oxygène médical pour les patients dans la chirurgie et pour ceux qui ont des difficultés respiratoires. L'oxygène médical joue un rôle important en tant que gaz respirable.

L'oxygène favorise la combustion, ainsi il aide les fabricants à économiser l'énergie de montage et réduisent l'émission des gaz tels que l'anhydride carbonique, l'oxyde d'azote ou l'oxyde de soufre.

En utilisant l'oxygène enrichi, l'air augmente l'efficacité de production dans les applications de traitement d'acier, d'ergol, combustible, le verre ; l'industrie chimique et métallurgique. Les industries chimiques et pétrolières combinent l'oxygène avec les hydrocarbures pour produire des produits tel que l'antigel, le plastique, les polymères et le nylon.

Il facilite le thermoformage et le raffinage du verre. L'industrie du papier utilise l'oxygène pour augmenter la blancheur de papier tout en réduisant le besoin d'autres produits chimique de blanchiment.

Les usines de traitement des eaux usées emploient l'oxygène pour donner procès de traitement lus d'efficace et aussi d'augmenter la capacité de bassins pendant les expansions ou les reversements d'usine.

Accélération des réactions d'oxydation dans différents secteurs et procédés ; augmentation des températures de processus dans la métallurgie, l'industrie des céramiques et du verre ; accélération de procédés biologiques et biochimiques.

#### **II.3.3.2 L'azote :**

L'azote est un composant essentiel des aminoacides et, en tant que, un élément de base de toute forme de vie. Sans cet élément, il n'y aurait pas de métabolisme, pas de protéines et pas d'ADN, ni pour les plantes ni pour les animaux ou les hommes. Il est aussi utilisés pour gonfler les pneus des avions de sorte que les roues ne prennent pas feu lors du décollage et de l'atterrissage suite au fort développement de chaleur. L'azote fait aussi fonction de gaz propulseur, un gaz de protection (exemple : l'emballage de produits alimentaires).

L'azote liquide est utilisé en cryogénie comme moyen de refroidissement, par exemple pour stocker des produits alimentaires ou pour la surgélation rapide.

D'autres domaines d'application de l'azote liquide sont le refroidissement du béton, la congélation des sols en génie civil ainsi que la cryochirurgie dans le domaine médical.

La majorité des industries emploient l'azote liquide, il rend beaucoup de processus industriels plus sûrs et sécurisé pour les ouvriers et les consommateurs.

Les ateliers de construction mécanique emploient l'azote liquide au lieu des fluides de découpage dans les opérations d'usinage, qui élimine le besoin de produits à base de l'huile.

Plusieurs nourritures que nous mangeons sont congelées dans congélateurs refroidis par l'azote. Puisque l'azote est si froid, il améliore souvent la qualité des produits d'aliments surgelés.

L'azote liquide remplace les réfrigérants traditionnels, tel que les fluoro-carbones et l'ammoniaque, qui peuvent causer des soucis environnementaux ou de la santé.

#### **II.3.4.3 L'argon :**

L'argon est un gaz inerte utilisé dans des cas variés tel que : le soudage, la production d'acier de qualité supérieure, le remplissage en gaz d'ampoules et de fenêtres à doubles vitrage. L'offre Cryogenics Energy du groupe fives propose des pompes cryogéniques ainsi que des échangeurs de chaleur brasés de qualité supérieure, spécialement conçus pour les unités de récupération d'argon.

II.3.4 Description du procédé: [20]

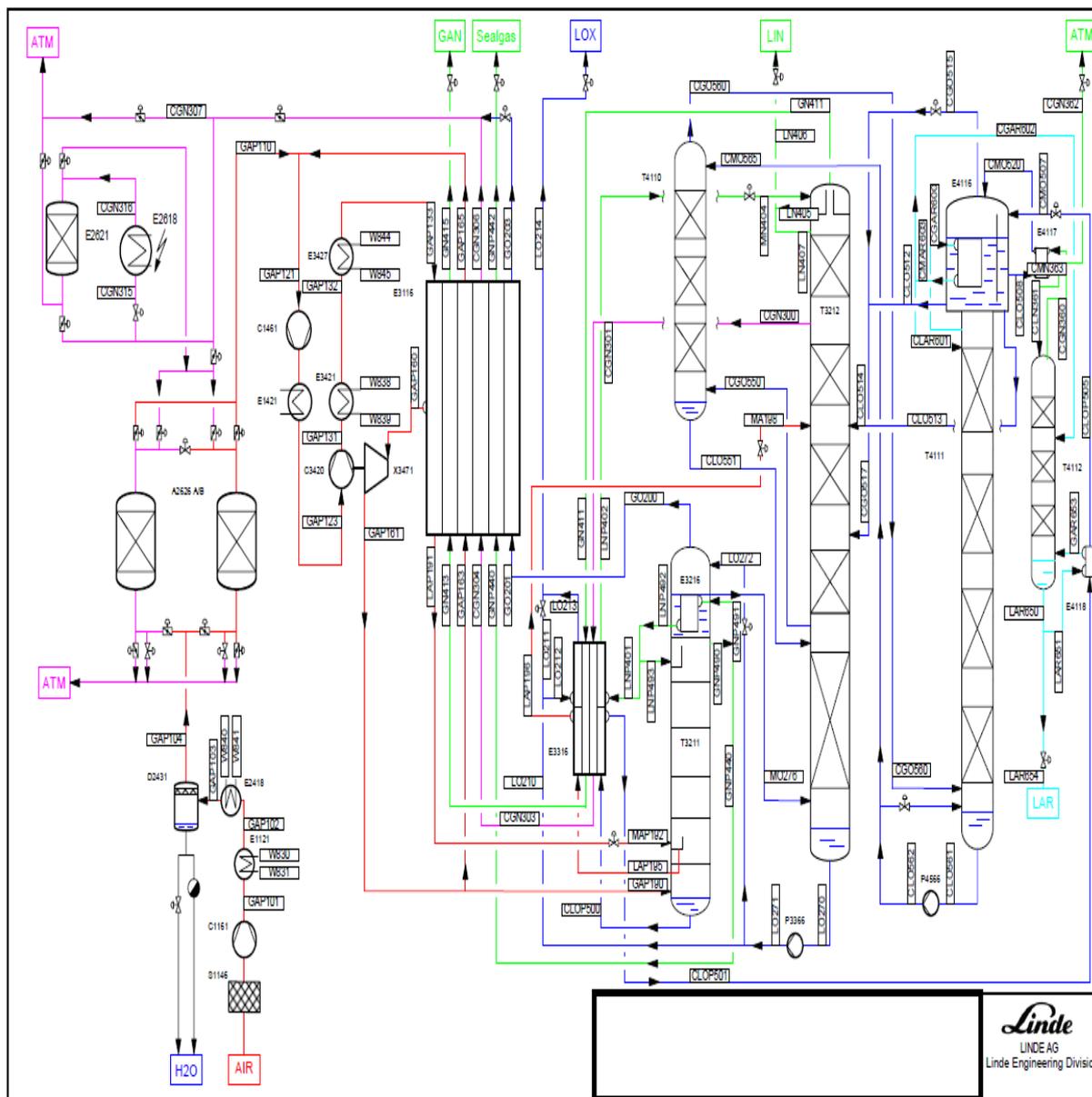


Figure II.5 : PFD du procédé.

II.3.4.1 aspiration et compression de l'air ambiant :

La première étape du procédé de liquéfaction et de séparation des gaz de l'air est la filtration et la compression de l'air. C'est l'une des parties les plus importantes de l'installation ; l'air est aspiré grâce à un turbocompresseur avec un filtre (généralement avant la compression, un premier niveau de filtration est réaliser grâce à des filtres retenant les particules de 2 μ tels que les poussières).

Lors de son aspiration, l'air est comprimé à environ 5 bars (une pression suffisamment pour l'obtenir dans l'équipement). par exemple si l'on prend un débit entrant d'environ  $30.000m^3/h$  (débit mesuré à la pression atmosphérique, à la température de  $15^\circ c$ ), cela donne lieu à la production de 400t/jour de gaz liquide (azote, oxygène et argon).

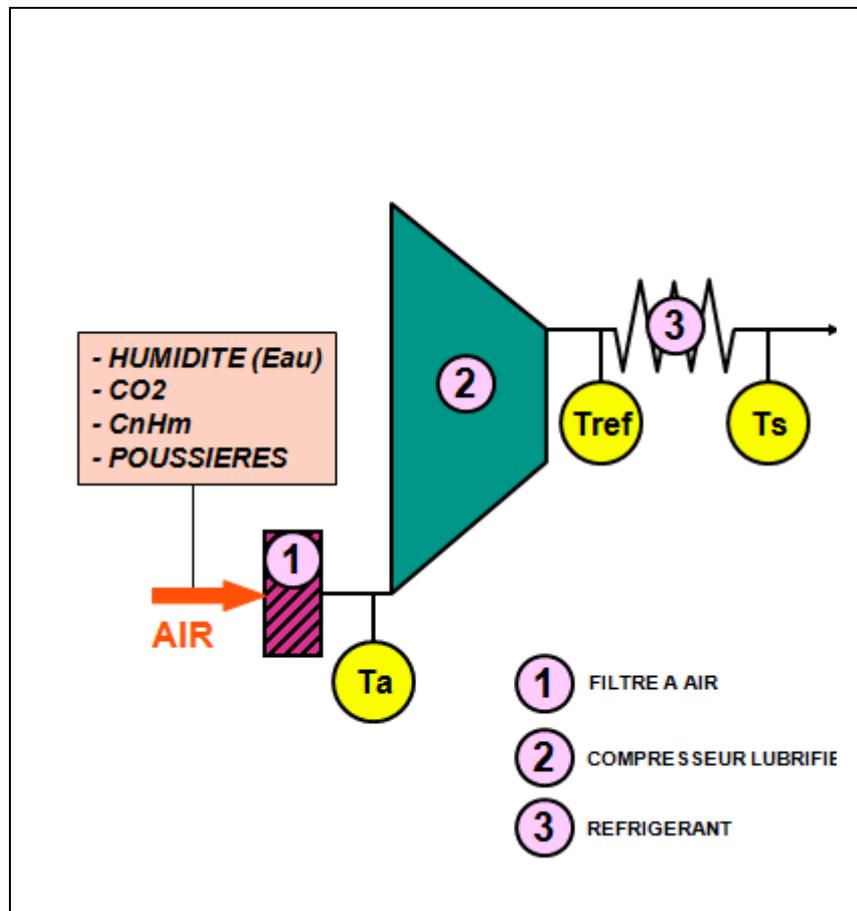


Figure II.6 : Aspiration et compression de l'air.

### II.3.4.2 pré-refroidissement avec de l'eau froide :

Après la filtration, l'air comprimé est pré-refroidie pour atteindre la température approximativement ambiante par le passage dans les échangeurs de chaleur refroidis à l'eau ou l'air refroidi. Dans certain cas il est refroidi dans un système de réfrigération mécanique à une température beaucoup plus basse. Ceci mène à une meilleure élimination d'impureté, et également une minimisation de puissance d'énergie, causant mois de variation dans la performance d'usine due aux changements de la température atmosphérique de façon saisonnière.

### II.3.4.3 L'épuration de l'air :

L'air ambiant n'est pas pur, il est donc indispensable de le purifier en piégeant ses constituants (humidité, dioxyde de carbone, hydrocarbures, particules de poussière) afin d'éviter la formation de bouchons de neige carbonique et de glace lors de refroidissement.

D'autres parts, l'oxygène réagit chimiquement (risque d'explosion) à la présence d'hydrocarbures.

Un premier niveau d'épuration est réalisé grâce à des filtres retenant les particules de plus de 2 microns. Une seconde étape a ensuite lieu, l'air est filtré par un tamis moléculaire rempli d'alumine et de zéolithe ; afin d'accélérer cette opération, deux tamis fonctionnent en alternance, pendant que l'un est utilisé, l'autre est régénéré.

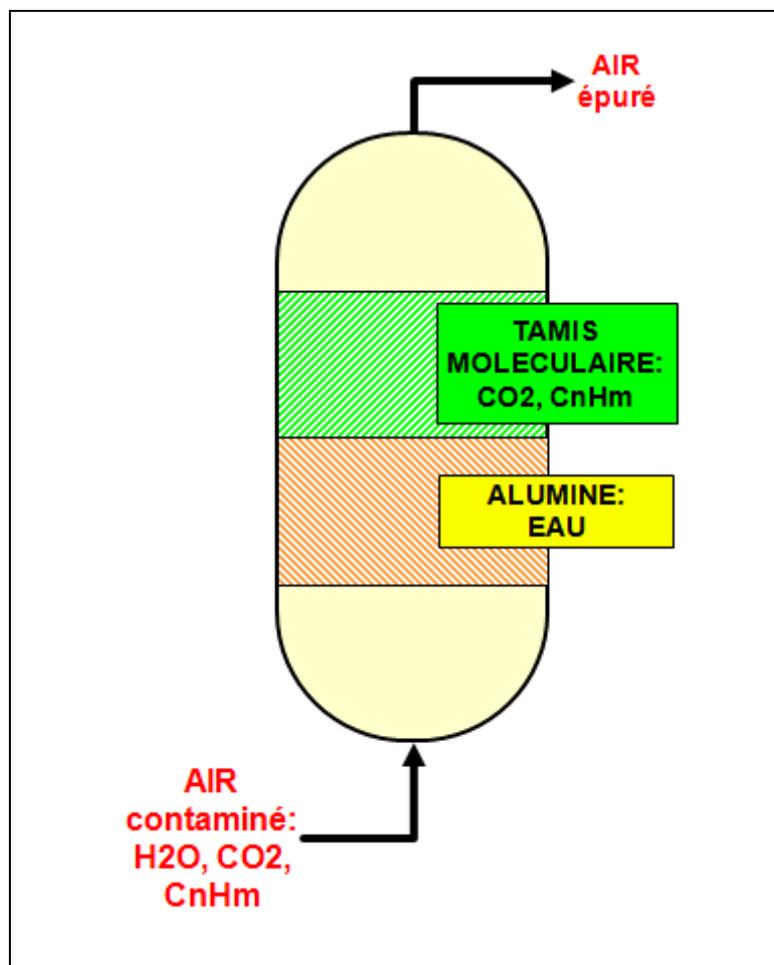


Figure II.7 : tamis moléculaire.

#### II.3.4.4 Le refroidissement de l'air :

La troisième étape dans la séparation cryogénique d'air est le transfert de la chaleur additionnelle (refroidissement de l'air), il se fait dans des échangeurs de chaleur à contre courant, dans l'échangeur de chaleur, l'air est refroidi près du point de condensation par les gaz séparés froids, qui viennent de la colonne de distillation.

Le refroidissement est habituellement fait dans les échangeurs de chaleur en aluminium soudés. Ils laissent l'échange thermique entre l'alimentation entrante d'air et les produits froids (les jets de gaz résiduel quitte le procédé de séparation d'air).

Le refroidissement est réalisé au moyen d'échange thermique interne, dans lequel les écoulements du gaz froid qui ont été produit pendant le processus de refroidissement de l'air comprimé, la réduction rapide de la pression fait alors refroidir l'air comprimé à des températures beaucoup plus basses, par lequel elle subisse la liquéfaction partielle. A des telles conditions l'air sera prêt pour être séparé dans la colonne de séparation, ou la séparation réelle aura lieu.

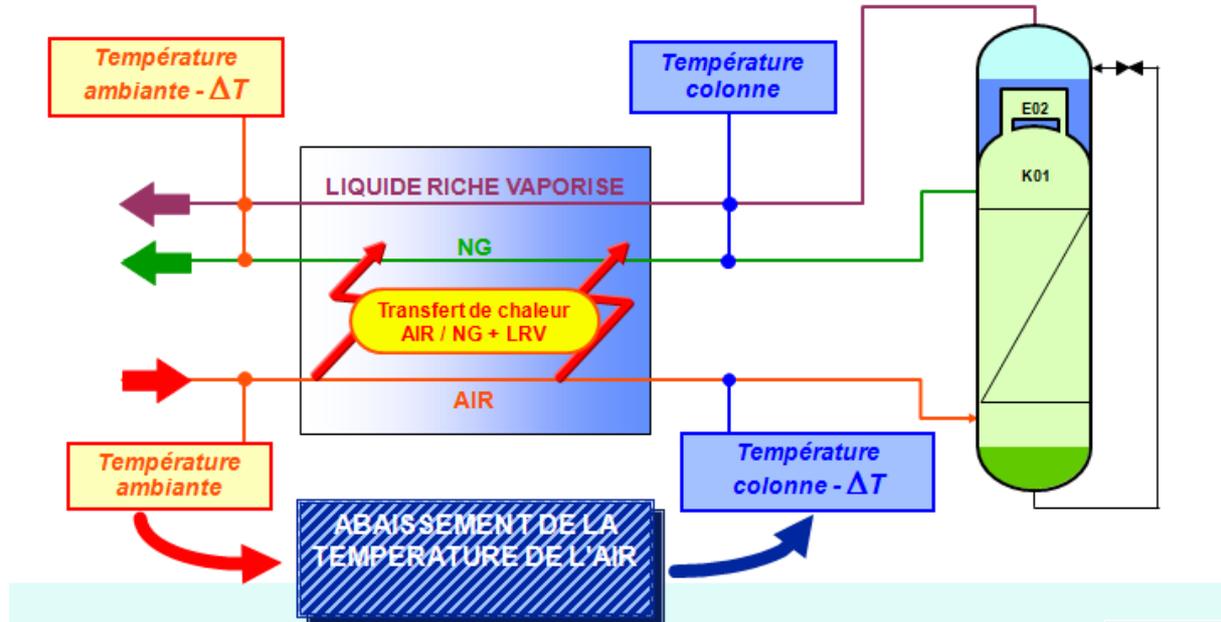


Figure II.8 : Refroidissement de l'air.

**II.3.4.5 La liquéfaction de l'air et la production du froid :**

Une partie de l'air est liquéfiée dans la ligne d'échange, la production du froid nécessaire est obtenue avec travail extérieur dans une turbine ou pour les faibles débits, dans un détendeur à piston, cette détente est toujours limitée aux conditions thermodynamiques qui évitent l'apparition du liquide.

La production des produits liquides exige le froid et d'ailleurs les pertes froides se produisent par isolation d'équipement et dans l'échangeur de chaleur. Ce froid est produit dans un cycle continu (réutilisation) en comprimant, en refroidissant et par expansion de l'azote à son état liquide. C'est une réutilisation parce que le gaz qui ne se condense pas est réchauffé et est alimenté de nouveau au compresseur encore.

**II.3.4.6 La distillation et la séparation :**

Les gaz froids sont alimentés par l'échangeur de chaleur et sont chauffés vers le haut tandis que les liquides sont introduits dans le réservoir.

Cette étape comporte l'utilisation des colonnes de distillation pour séparer l'air dans les produits désirés. Par exemple, le système de distillation pour l'oxygène à des colonnes de « haut » et de « basse » pression.

Pour effectuer la séparation, il faut porter l'air à la température de rosée ou le point de condensation (au niveau de l'échangeur) grâce à une récupération du froid des gaz sortant des colonnes de distillation.

L'air devenu liquide est remonté dans une colonne de distillation pour séparation de l'azote, qui est le gaz qui se liquéfie à la température la plus basse pour une pression donnée, dans la colonne de distillation, ce gaz est dans des conditions ne lui permettant pas de rester liquide, l'azote redevient donc gazeux et remonte la colonne de distillation.

Cette loi physique a pour conséquence une accumulation d'azote pur en tête des colonnes. Un circuit complémentaire constitué d'un compresseur et de turbine de détente permet de liquéfier l'azote gazeux accumulé en tête de colonne, à ce moment-là la pureté de l'azote est de 99.95%.

Dans le bas de la colonne, il reste un « liquide riche » à forte teneur en oxygène et argon. Ce liquide passe dans une colonne basse pression qui présente des conditions pression/température différentes. Dans cette colonne, les résidus d'azote sont évacués ; après cette seconde distillation l'oxygène est pur à 99.6%. Le troisième constituant de l'air est l'argon, il est faiblement représenté, mais il est séparé « piégé » dans les colonnes additionnelles et implique quelque étapes supplémentaires dans le processus.

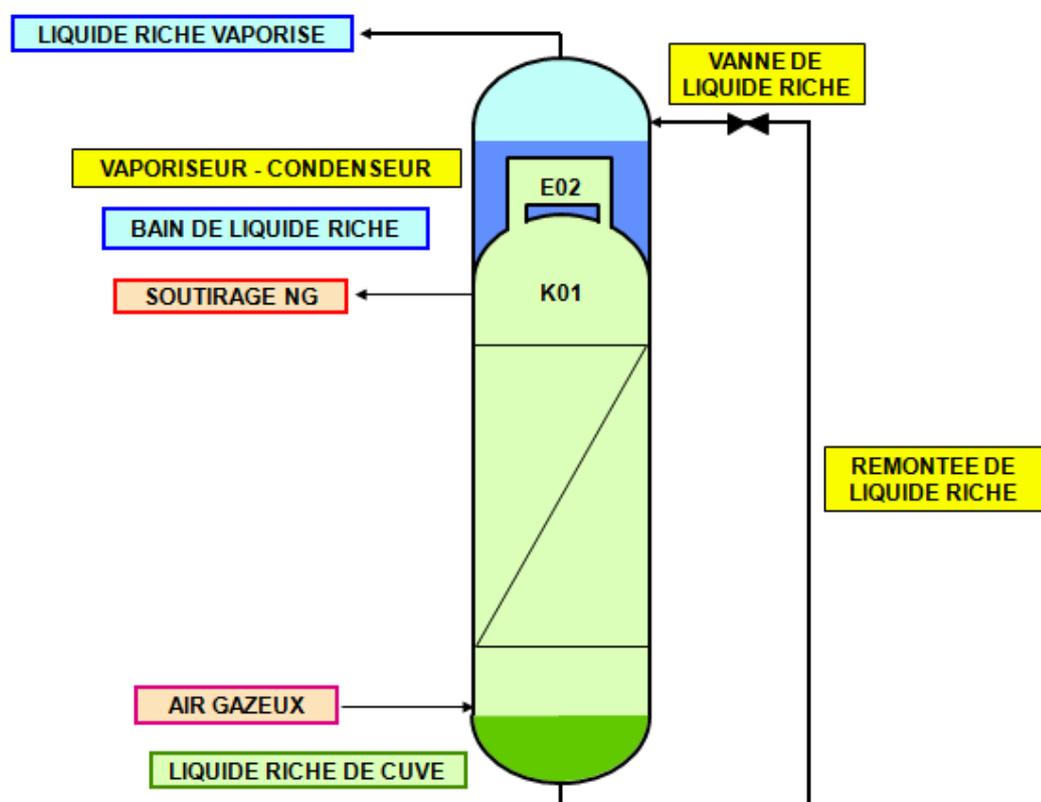


Figure II.9 : Colonne de distillation.

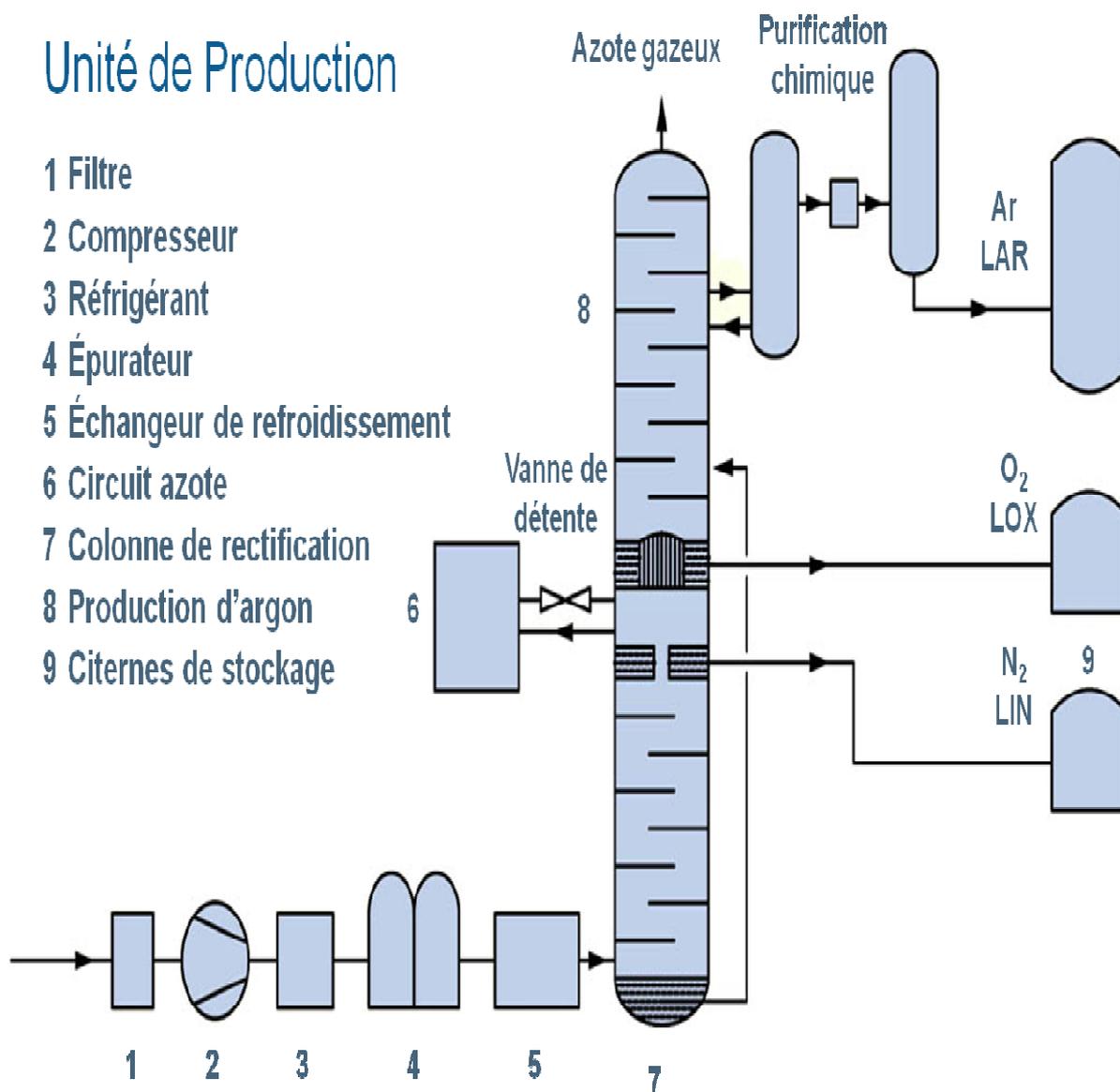


Figure II.10 : séparation des gaz de l'air.

## **II.4 Les colonnes cryogénique : [11]**

### **II.4.1 La colonne de distillation normale de Linde :**

La configuration la plus usuelle d'un appareillage de distillation est une colonne équipée comme suit :

- Un rebouilleur en partie inférieure pour produire la vapeur qui se montra dans la colonne,
- Une sortie pour le produit du fond, à l'état liquide,
- Un certain garnissage dans la colonne pour, mettre la vapeur en contact intense avec le liquide,
- Une admission de produit brut à mi-hauteur,
- Une sortie pour le produit vapeur en tête,
- Un condenseur pour liquéfier la vapeur de tête,
- Un retour à la colonne du liquide en tête, qui redescendra et entera en contact avec la vapeur montante. Ce liquide est appelé reflux,
- Une partie du liquide de tête ou de la vapeur de tête est extrait comme produit : c'est le distillat.

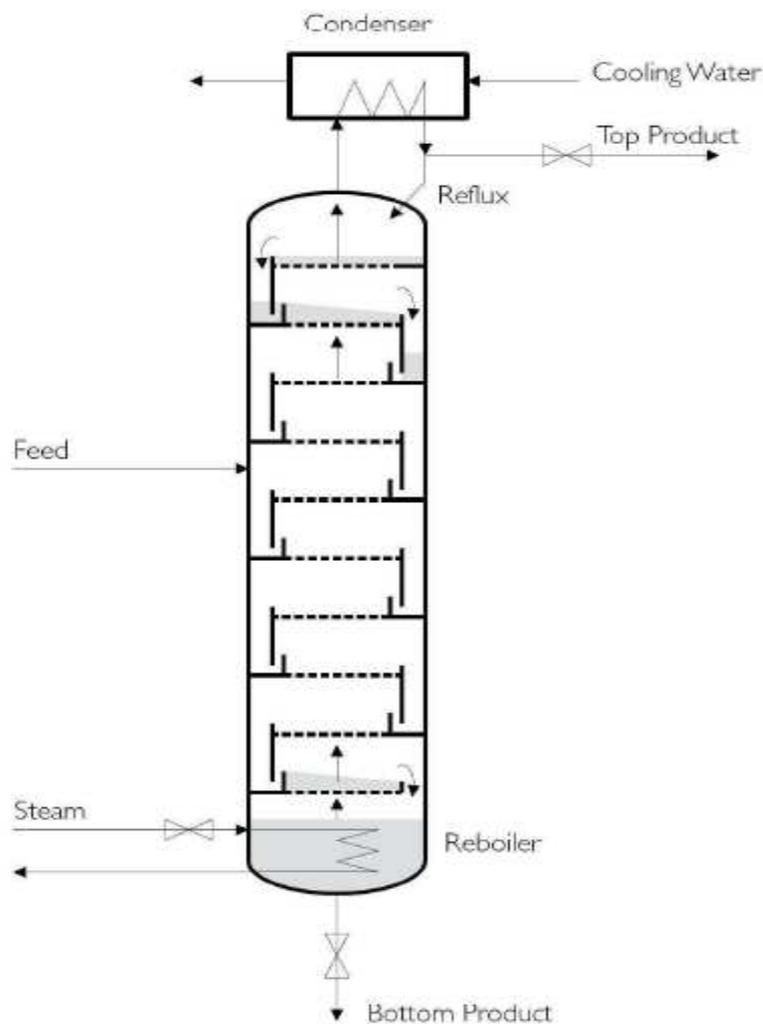


Figure II.11 : Colonne de distillation normale.

#### II.4.1.1 fonctionnement d'une colonne normal :

Prenons pour exemple la colonne de la figure II.11, et séparons l'air liquide au point d'ébullition. Pour l'instant ignorons l'argon, en admettant que nous disposons d'un mélange d'oxygène et d'azote a le point d'ébullition le plus bas, il s'ensuit qu'il montra en tête de colonne (à l'état vapeur ) et que l'oxygène descendra au fond (à l'état liquide ).Nous ne nous attacherons pas non plus pour l'instant au déroulement de l'ébullition et de la condensation.

L'air ruisselle vers le bas de la colonne puisqu'il est liquide. A chaque plateaux traversé pendant la descente, la concentration d'oxygène augment, jusqu'a ce que nous trouvions au fond de la colonne, dans le bouilleur, du LOX (oxygène liquide) pur qui est soutiré par la vanne de fond.

Dans le bouilleur il est produit, du GOX (oxygène gazeux) qui monte dans la colonne pendant que la concentration en azote augmente au passage dans les plateaux supérieurs. Juste au-dessus du niveau supérieur de l'oxygène liquide dans le bouilleur, on soutire l'oxygène gazeux pur. Au moment où le gaz est remonté au niveau de l'alimentation en air, le mélange a pratiquement la même composition que l'air. A chaque passage dans un plateau supérieur, la concentration en azote augmente et en tête on trouve du GAN (azote gazeux) pur. Le GAN se condense en tête de colonne, une partie retourne à la colonne comme reflux, une autre soutirée en tant que produit LIN (azote liquide).

#### II.4.1.2 la composition aux différents niveaux :

Voir la figure ci-dessous, Températures des mélanges O<sub>2</sub>-N<sub>2</sub> à différentes concentrations.

Les températures figurent sur l'échelle verticale, et sur l'échelle horizontale on a la proportion en pourcentage du mélange O<sub>2</sub>-N<sub>2</sub>. Deux courbes sont tracées :

- La courbe du point de condensation, qui montre à quelle température chaque mélange de gaz commence à condenser.
- La courbe du point d'ébullition qui montre à quelle température chaque mélange de liquide commence à bouillir.

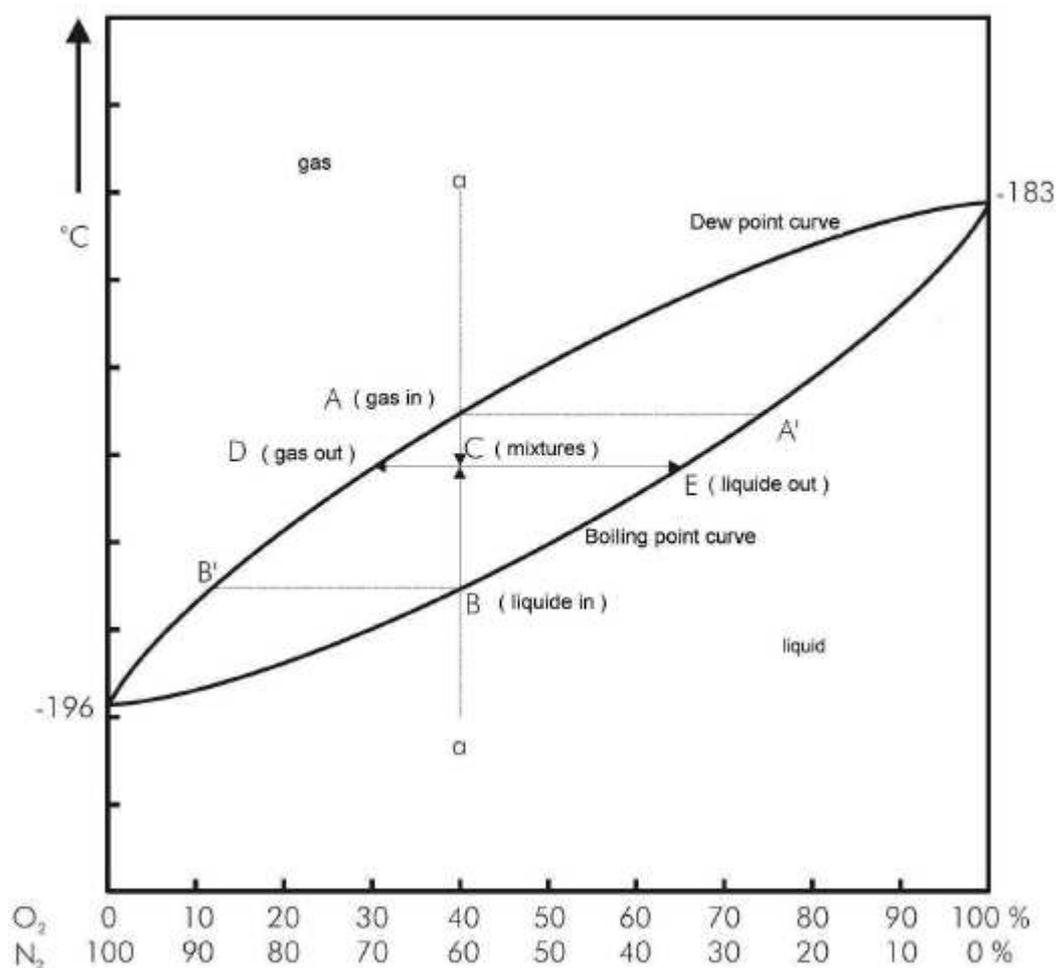
Les extrémités de chaque courbe figurent l'oxygène pur (O<sub>2</sub>) et l'azote pur (N<sub>2</sub>) respectivement en ces points, les points de condensation et d'ébullition sont les mêmes,

-183°C pour O<sub>2</sub> et -196°C pour N<sub>2</sub>, à une atmosphère. Dans la colonne la pression est un peu plus élevée, donc les températures aussi. La température est plus élevée au fond, là où se produit l'ébullition. La température diminue en autant de paliers qu'il y a de plateaux vers la tête de colonne.

Maintenant, étudions à l'aide du diagramme ce qui se passe, en principe, sur un plateau. On peut admettre que le gaz a la même composition que le liquide auquel il se mélange sur chaque plateau. Nous prendrons comme exemple 40% O<sub>2</sub>. Le diagramme (figure ci-dessous)

Montre une ligne verticale en pointillé (a-a) à cette concentration d'O<sub>2</sub>. Le liquide est en ébullition au point B de la courbe des points d'ébullition. En tirant une ligne horizontale depuis B nous pouvons lire la température. La vapeur est au point de condensation, puisqu'elle vient de liquide en ébullition sur le plateau situé en-dessous, c'est-à-dire au point

A de la courbe des points de condensation. C'est plus chaud que le liquide de ce plateau, et avec le brassage intense les températures vont s'élever jusqu'au point C.



**Figure II.12 : Diagramme T-x de températures du mélange N<sub>2</sub>-O<sub>2</sub> aux différentes compositions.**

Le gaz qui a été refroidi et donc partiellement condensé, aura une composition correspondant au point D de la courbe des points de condensation. Le liquide qui se sera réchauffé et donc partiellement vaporisé peut correspondre au repère E de la courbe des points d'ébullition. Par conséquent le gaz va désormais contenir moins de O<sub>2</sub> alors que le liquide contiendra davantage de O<sub>2</sub>.

La rencontre du point C avec la ligne a-a dépend de la quantité relative de liquide et de gaz. S'il y a une grande quantité de gaz, le point C se rapprochera de la courbe des points de condensation, ce qui signifie que le gaz issu de barbotage avec le liquide s'enrichira un peu en azote, alors que la concentration dans le liquide se réduira fortement. De façon plus imagée on peut dire que le liquide agit comme nettoyant du gaz, et "lave" le liquide de son oxygène vers le bas, alors que la vapeur "dégaze" le liquide et entraîne l'azote vers le haut. Un excès de gaz et un manque de liquide auront un faible effet de lavage sur le gaz, ainsi la perte d'oxygène dans le gaz sera minimale, alors que la concentration d'oxygène dans le liquide augmentera fortement, du fait que la faible quantité de liquide facilite les modifications rapides de la concentration. L'inverse se produira s'il y a trop de liquide et peu de gaz. Cela signifie que la proportion de gaz et de liquide dans une colonne a aussi une importance cruciale pour la pureté. Plus de liquide proportionnellement au gaz donnera un gaz plus pur, alors que l'inverse donnera un liquide plus pur.

Dans la pratique il y a moins d'oxygène dans le gaz que dans le liquide qu'il rencontre sur le plateau, car le taux de reflux a une influence, ce qui complique les calculs faits à partir du diagramme.

Le nombre de plateaux a une grande influence sur la pureté des produits. Plus de plateaux donnent une plus grande pureté. Cependant, dans une installation existante le nombre de plateaux ne peut plus être modifié d'où l'importance d'apprendre à conduire le mieux possible l'installation.

#### **II.4.1.3 Accroissement de la quantité de vapeur :**

Si nous accroissons la quantité de vapeur dans la colonne, la totalité du supplément montera vers le condenseur. Le condenseur va tout condenser, et puisque la sortie de LIN reste inchangée la qualité de reflux dans la colonne augmentera. Cela a un effet sur tout la colonne et une plus grande quantité d'oxygène est "lavée" vers le bas. La pureté à la fois du produit de la tête (LIN) et du produit de fond (LOX) augmente un peu, puis reste constante. L'inverse se produit lorsque la quantité de vapeur diminue.

Si la pureté des deux produits a diminué, c'est que la quantité de vapeur a diminué pour une raison ou une autre. La première chose à faire est d'ouvrir davantage la vanne de chauffe.

L'étalonnage des instruments peut avoir été dérégulé, si bien que la vanne peut sembler plus ouverte qu'elle ne l'est en réalité. Si c'est inopérant, alors c'est peut-être que la surface d'échange de bouilleur est colmatée, en particulier par du dioxyde de carbone qui gêne le transfert de chaleur. Cela peut être résolu par dégivrage, mais si on peut attendre il y a une autre solution :

Nous pouvons commencer par améliorer la pureté du produit de tête en augmentant le reflux, ce qui exige de réduire la sortie de LIN. Toutefois, cela perturbe le bilan-matière, puisque l'azote est poussé vers le bas de la colonne et contamine finalement la zone d'oxygène au fond. Mieux vaut alors réduire l'admission d'air, pour faire correspondre le soutirage de LIN à ce qui a été alimenté. Cela entraîne une baisse de quantité d'oxygène, mais c'est contrôlé automatiquement par le niveau du liquide de fond, sans problème.

Supposons que nous ayons admis plus de vapeur. Cela améliore la pureté il faut alors réduire la vapeur pour que la pureté retourne dans la spécification. Une pureté accrue coûte plus cher, par une plus forte consommation de chaleur. Les clients doivent recevoir un produit présentant la pureté garantie, ni plus ni moins.

Pour pouvoir accroître la capacité de production, il faut aussi accroître la puissance de chauffe. Si nous augmentons la quantité d'air et le soutirage des deux produits sans augmenter le chauffage, alors la quantité de reflux se réduit et la pureté se dégrade

## **II.4.2 La double colonne de Linde :**

### **II.4.2.1. Description des éléments des doubles colonnes**

Dans les installations de séparations de l'air on utilise presque toujours une combinaison de deux colonnes. Cette idée d'assembler deux colonnes, comme montré sur la figure c'est dessous, est due au Dr Carl von Linde, fondateur de la compagnie Linde.

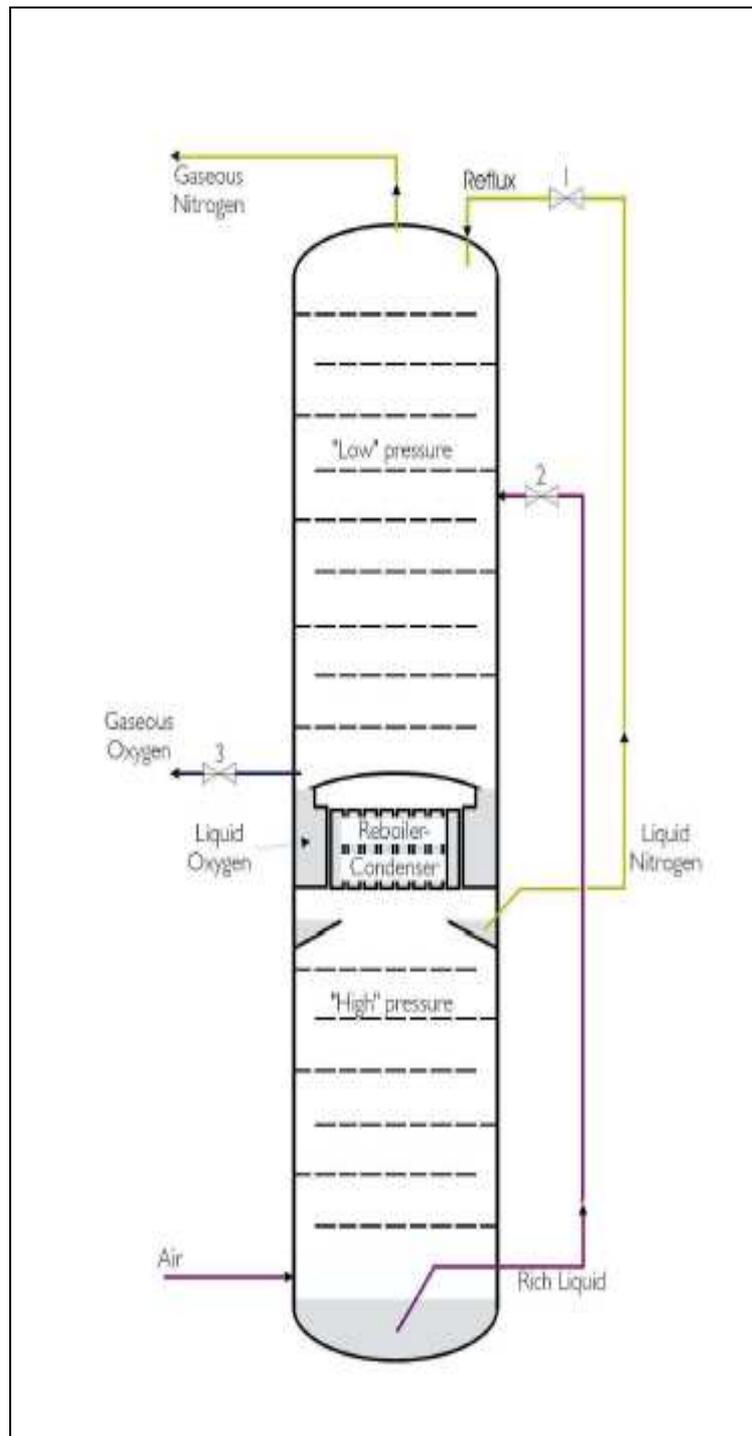
La partie basse est une "demi" colonne simple avec un condenseur au sommet et une alimentation d'air au fond. La partie haute est une colonne simple condenseur mais avec un bouilleur. Le condenseur de la colonne inférieure sert de bouilleur pour la colonne supérieure.

L'air est injecté en bas de la colonne inférieure, normalement à une température juste au-dessous de son point de condensation. La vapeur s'élève dans la colonne jusqu'au condenseur et forme un reflux. L'air ne peut pas être admis sous forme liquide dans cette colonne, car elle ne comporte pas le bouilleur qui serait nécessaire pour créer de la vapeur.

Nous avons déjà vu qu'à la tête de la colonne il y a de l'azote pur puisqu'il a un point d'ébullition plus bas que celui de l'oxygène. Le produit de fond ne sera pas pur, toutefois comparativement à l'air qui est entré il est enrichi en oxygène puisque l'azote a été soutiré comme produit de tête. Le produit de fond, appelé "**liquide riche**", contient environ 35 à 40% d'oxygène.

Le liquide riche est alors réinjecté au milieu de la colonne supérieure pour une séparation supplémentaire. Cette colonne n'a pas de condenseur, mais le reflux est pris dans le produit de tête pur de la colonne inférieure. Au fond de la colonne on trouve un bouilleur, réchauffé par la condensation de l'azote de la colonne inférieure. La colonne supérieure peut alors distiller aussi et nous obtenons de l'oxygène pur au fond, puisque l'oxygène a un point d'ébullition supérieur à l'azote.

Pour pouvoir soutirer du produit liquide, il faut fournir du froid, ou un peu de liquide. On réalise cela habituellement en transférant du GAN depuis la tête de la colonne inférieure vers ce qu'on appelle le recyclage, ou de l'azote liquide est produit est réinjecté au même endroit dans la colonne inférieure.



**Figure II.13 : la double colonne de Linde.**

#### II.4.2.2 Fonctionnement d'une double colonne :

Dans la partie haute de la colonne inférieure, on trouve une cuve pour collecter le LIN condensé. Depuis cette cuve, le LIN est réinjecté comme reflux dans la colonne supérieure, et aussi soutiré comme produit LIN. Le LIN non soutiré de cette cuve déborde par le trop-plein et devient du reflux pour la colonne inférieure est à une pression plus élevée.

Cependant il existe une installation récente à Stenungsund, en Suède, comportant des colonnes très hautes, dans lesquelles on pressurise le gaz pour pomper le liquide en haut de la colonne supérieure.

Le reflux dans la colonne inférieure lave de plus en plus d'oxygène, et au fond on récupère le liquide riche à 37% O<sub>2</sub> approximativement. Il est soutiré par une vanne pilotée par un contrôleur de niveau (LIC).

Le bilan-matières est respecté puisque : air entré= LIN+liquide riche. Comme nous voulons contrôler la sortie de LIN et que l'alimentation en air reste constante, seul reste le liquide riche. Donc, le liquide riche est contrôlé par son niveau. Cela signifie que si nous augmentons l'extraction de LIN, alors il restera moins de liquide riche et vice-versa.

Depuis notre étude des colonnes simple, nous savons que la pureté de LIN dépend du taux de reflux. Comme il n'y a pas d'évaporateur dans la colonne inférieure, que tout l'air est admis à l'état gazeux, et qu'il condense complètement, la pureté de LIN dépend uniquement du soutirage dans la colonne inférieure.

Si on soutire beaucoup, il restera peu de reflux dans la colonne inférieure avec en conséquence une diminution de la pureté, et vice-versa si on soutire peu. Le plus efficace est de soutirer autant que l'on peut sans toutefois dépasser la pureté spécifiée pour le LIN, en général 3 ppm O<sub>2</sub> mesuré par QI-2. Ceci pour conserver autant de reflux que possible vers la tête de la colonne supérieure, tout en produisant du LIN à la cuve.

Les modifications de la teneur en oxygène en tête de la colonne inférieure peuvent être plus difficiles à observer que celles d'une colonne simple. de nombreuses installations possèdent un point de mesure QI-1 supplémentaire en partie basse des colonnes, permettant ainsi de disposer de deux pourcentages d'oxygène. A ce point de mesure, l'alarme peut être donnée plus tôt si la teneur en oxygène s'élève au point d'empêcher d'obtenir la pureté voulue en tête.

Avec le reflux maximum dans la colonne supérieure, le plus d'oxygène possible est lavé vers le fond et peut être soutiré sous forme LOX et GOX. A condition que la perte d'oxygène avec le GAN de tête soit la plus faible possible. Expliquons ceci à partir, encore, du bilan-matières. Tout l'oxygène qui entre dans la colonne inférieure avec l'air se retrouve dans la colonne supérieure, avec le liquide riche, et celui qui entre dans la colonne supérieure en ressort. Donc l'oxygène qui ne peut pas être soutiré au fond doit sortir en tête.

## II.5 Equipements utilisés dans la séparation cryogénique de l'air : [20]

### II.5.1 Compresseur d'air de processus centrifuge:

**Tâche :** Compression de l'air de processus à la pression requise de fonctionnement.

**Construction :** Le compresseur comporte trois étages et fonctionne à vitesse constante. Chaque étage se compose d'un rotor à ailettes monté sur son propre arbre tournant dans un corps commun en fonte.

**Mode de fonctionnement :** Le compresseur centrifuge est entraîné par un moteur électrique.

### II.5.2 Groupe surpresseur - turbine (turbocompresseur) :

Un turbocompresseur, également appelé turbo-expandeur ou une turbine de détente, est une turbine centrifuge ou axiale à travers laquelle un gaz à haute pression est développé pour produire un travail qui est souvent utilisé pour conduire un compresseur.

Parce que le travail est extrait du gaz à haute pression en expansion, l'expansion est approchée par un processus isentropique (c'est-à-dire un processus d'entropie constante) et les gaz d'échappement à basse pression de la turbine sont à une température très basse,  $-150^{\circ}\text{C}$  ou moins en fonction de la pression de fonctionnement et des propriétés du gaz. La liquéfaction partielle du gaz expansé n'est pas rare.

**Tâche :** Détente de l'air gazeux pour produire la source froide nécessaire au processus.

**Construction :** il contient un certain nombre de disques à aubes appelés roues, qui ressemble à une hélice ou un ventilateur. Habituellement la roue est logée dans un diffuseur en forme de conque.

**Mode de fonctionnement :** Le surpresseur est entraîné par l'énergie de la turbine de détente.

### II.5.4 Refroidisseurs :

**Tâche :** Refroidissement des fluides chauds, par exemple l'air, l'huile, etc.

**Construction :** Les refroidisseurs sont des échangeurs de chaleur tubulaires ou à plaques-ailettes. Les détails de la conception dépendent de la taille et de l'usage du refroidisseur.

**Mode de fonctionnement :** La chaleur s'échange entre le fluide chaud et l'eau de refroidissement. Le flux chaud est refroidi à environ la température de l'eau de refroidissement. Normalement, l'eau s'écoule dans les tubes et le gaz à l'extérieur des tubes. Un séparateur qui retire l'eau de condensation de l'air ou du gaz est normalement inclus dans le refroidisseur ou est raccordé en série, selon le cas.

### II.5.6 Echangeurs de chaleur :

**Tâche :** Echange de chaleur entre deux ou plusieurs flux de gaz ou de liquides.

**Construction :** Voir schéma. Les échangeurs de chaleur à ailettes-plaques ont une construction stratifiée. Les flux de gaz ou de liquides se répartissent entre les différents passages qui sont séparés les uns des autres par des plaques planes.

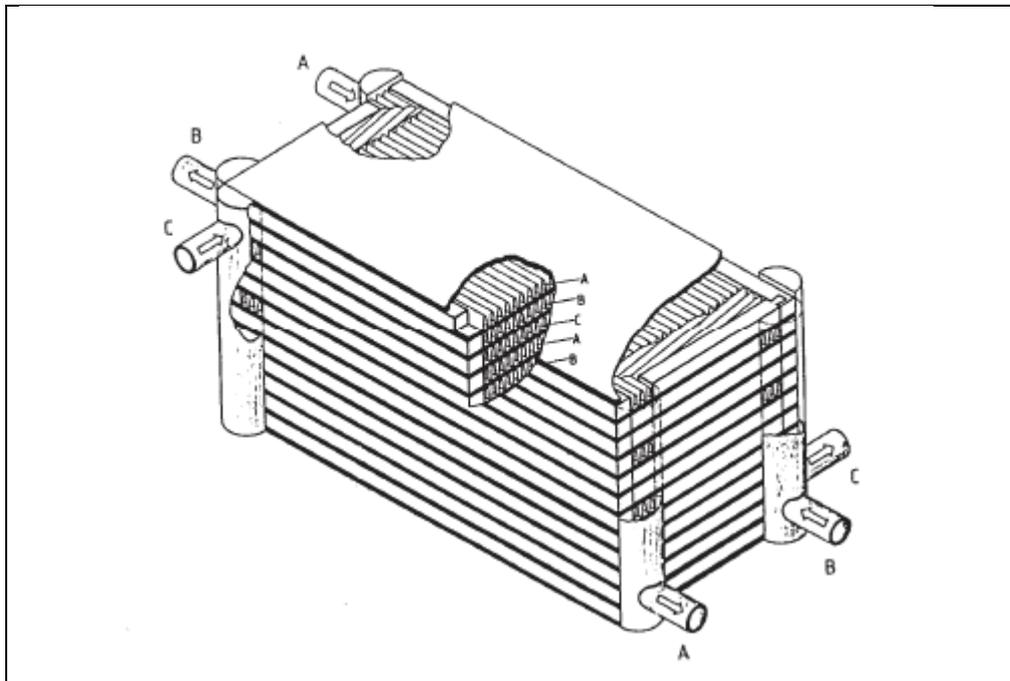


Figure II.14 : échangeur de chaleur à plaque.

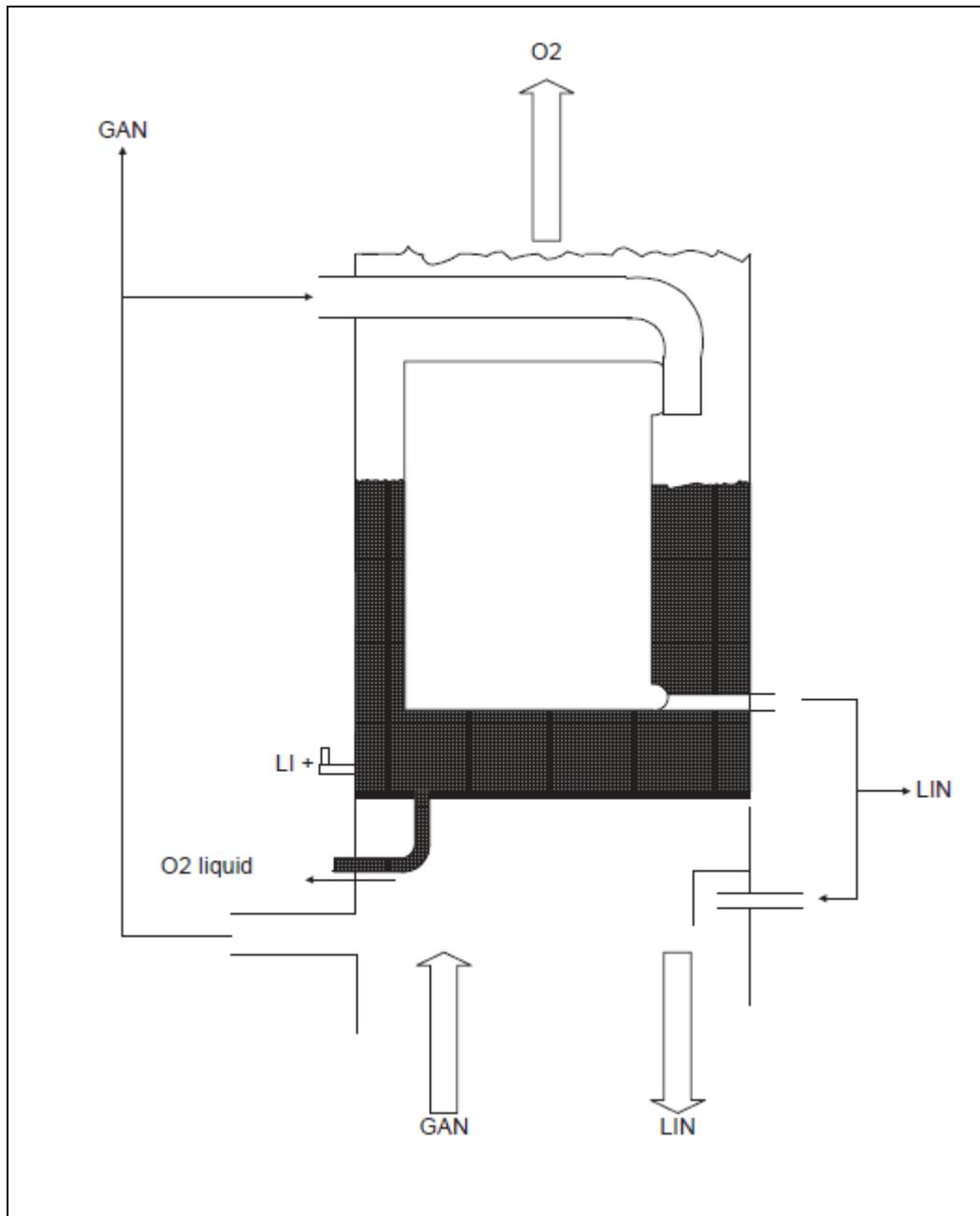
### II.5.7 Condenseurs/rebouilleurs :

**Tâche :** Liquéfaction d'un gaz en même temps que l'évaporation d'un liquide pour maintenir la rectification dans une colonne.

**Conception :** Il existe deux types de condenseurs selon les besoins particuliers :

**1. Condenseur tubulaire :** La surface de chauffage consiste en un faisceau de tubes droits raccordés à chaque extrémité à une plaque tubulaire.

**2. Condenseurs à plaques :** La surface de chauffage consiste en un ou plusieurs blocs d'échangeurs à plaques.



**Figure II.14 : condenseur.**

### **III.1 Introduction :**

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé.

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques. On présente une liste non-exhaustive des logiciels les plus utilisés au niveau mondial tel que :

(Aspen), (Chemcad), (DesignII), (Hysys), (Ideas), (Indiss), (Prosim), (ProII), (Sim42)

Le logiciel dont nous disposons est le logiciel HYSYS de la société Hyprotech qui est une filiale du groupe Aspentech. Il existe deux versions du logiciel : HYSYS.Process (simulation à l'état stationnaire) et HYSYS.Plant (simulation dynamique).

### **III.2 Définition du logiciel aspen HYSYS:**

Aspen HYSYS est un outil de modélisation de processus de simulation en régime permanent, la conception performance, le suivi, l'optimisation et la planification des activités pour les produits chimique, les produits chimiques de spécialité, la pétrochimie et les industries et la métallurgie.

### **III.3 Présentation du logiciel aspen HYSYS :**

HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (*PDF – Process Flow Diagrams*).

### III.4. Utilisation de la simulation :

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer sont :

- Dans la conception (engineering) :
  - La résolution des bilans de matières et d'énergie.
  - Le dimensionnement des équipements.
  - L'évaluation économique du procédé.
  - L'optimisation du procédé.
  
- Dans le suivi des procédés :
  - Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas des changements de composition de l'alimentation.
  - Détermination de la performance des équipements.

### III.5. Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs :

Les simulateurs de procédés utilisés classiquement dans l'industrie, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, ... et sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires.

Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
  
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD pour *Process Flow Diagram*).

- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.

- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

### III.6. Les modèles thermodynamique de HYSYS :

#### Les équations d'état :

- Les modèles basés sur les équations d'état (RK, SRK, PR...etc.); sont souvent utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures et des systèmes presque idéaux.

Leurs avantages par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction-binaire. En générale les équations d'état permettent de calculer l'ensemble des propriétés des produits par rapport à la température et aux fractions molaires.

- **Equation de REDLICH-K WONG (RK):**

Considérer comme la plus simple des équations d'état, elle est très utilisée pour prédire d'état de la phase vapeur.

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{\sqrt{T}} \frac{1}{V(V+b)} \quad (\text{III.1})$$

- **Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK):**

Cette équation modifiée celle de REDLICH-KWONG, par l'introduction d'une fonction  $a(T)$  qui dépend du facteur acentrique.

L'équation de **SOAVE** est de la même forme générale que l'équation (III.1)

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \quad (\text{III.2})$$

**SOAVE** a introduit les relations suivantes pour exprimer la fonction ( $T$ ):

$$a(T) = a_c a(T_R) \quad (\text{III.3})$$

Avec :

$$a(T_R) = [1 + m(1 - \sqrt{T_R})^2] \quad (\text{III.4})$$

Le coefficient  $m$  est calculé en fonction du facteur acentrique  $\omega$  :

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2 \quad (\text{III.5})$$

➤ **Equation de PENG-ROBINSON :**

L'équation de PENG-ROBINSON diffère de l'équation de SOAVE par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de SAOVE, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b) + b(V-b)} \quad (\text{III.6})$$

Les termes ( $T$ ) et  $b$  sont définis comme suit :

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_C^2}{P_C} a(T_R) \quad (\text{III.7})$$

Le terme ( $T_R$ ) présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de SOAVE. Il suit la relation (III.4), mais la fonction reliant le paramètre  $m$  au facteur acentrique  $\omega$  est différente:

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \quad (\text{III.8})$$

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz. L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.

### **III.7 Choix des composés (Components) :**

Il y a beaucoup de composés dans la bibliothèque et ils sont classés en groupes. Lorsqu'il est possible, les composés peuvent être trouvés en utilisant des filtres et ajoutés à la liste des composés du procédé à simuler.

Des difficultés peuvent se produire lorsque :

- a. le fluide ne peut pas être séparé en composés individuels, comme dans le cas du pétrole.
- b. le composé n'est pas dans la bibliothèque du logiciel.

Dans ces cas, les difficultés peuvent souvent être surmontées en définissant un composé hypothétique, avec une quantité minimale de propriétés de base spécifiées par l'utilisateur. L'ensemble complet des propriétés pour le composé sera alors estimé par le logiciel. Dans ces cas, l'utilisateur doit être vigilant pour s'assurer que les composés se comportent correctement dans la simulation.

### **III.8. Concepts et caractéristiques du simulateur aspen HYSYS :**

#### **III.8.1 Concepts de base du simulateur HYSYS :**

On définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS :

- « Flowsheet » : c'est un ensemble d'objets « Flowsheet Elements » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique « Fluid Package ». Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « *ProcessFlow Diagram* » (PFD), un « *Workbook* ».

- « Fluid Package » : il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte, les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.
- « Process Flow Diagram » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.
- « Workbook » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- « Desktop » : c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- « Property view » : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant)
- « Simulation Case » (fichier de simulation) : c'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowsheets » et « Flowsheet Elements » qui constituent le modèle.

### III.8.2. Environnement de simulation :

Il existe 5 environnements de développement pour manipuler et mettre en forme l'information dans le simulateur :

• **Environnement « Basis Manager »** : cet environnement permet de créer et modifier le « Fluid Package ».

• **Environnement « Oil Characterization »** : il est utilisé pour caractériser les fluides de type pétrolier.

• **Environnement « Main Flowsheet »**: il permet de définir la topologie du Flowsheet principal de la simulation. Il est utilisé pour placer et définir les différents courants, opérations unitaires et «Sub-Flowsheets» qui constituent le procédé simulé.

• **Environnement « Sub-Flowsheet »**: il permet de définir la topologie d'un sous ensemble particulier du schéma principal (un courant ou une opération particulière et des autres Sub-Flowsheets).

• **Environnement « Column »**: c'est un objet particulier permettant de définir la topologie de l'opération unitaire colonne à distiller. Il possède ses propres «Flowsheet», «Fluid Package», «PFD» et «Workbook».

### III.8.3 Caractéristiques principales de HYSYS: [22]

Cette partie décrit brièvement les caractéristiques importantes qui font de HYSYS une plateforme de simulation et de développement très puissant.

- (The Integrated Engineering Environment) : Toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun.
- Il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique.
- Programmation de HYSYS : HYSYS contient un Internal *Macro* Engine qui supporte la même syntaxe que Microsoft Visual Basic. On peut automatiser différentes tâches dans HYSYS sans avoir besoin d'un autre programme.

Voici quelques caractéristiques de HYSYS sur la manière dont sont réalisés les calculs :

- **Gestion des événements (*Event Driven*)**: HYSYS combine le calcul interactif (les calculs sont exécutés automatiquement chaque fois que l'on fournit une nouvelle information) avec un accès instantané à l'information (à tout moment on peut avoir accès à l'information depuis n'importe quel environnement de simulation).

- Gestion intelligente de l'information (*Built-in Intelligence*): Les calculs des propriétés thermodynamiques s'effectuent instantanément et automatiquement dès qu'une nouvelle information est disponible.
- Opérations Modulaires: Chaque courant ou unité d'opération peut réaliser tous les calculs nécessaires, en utilisant l'information soit indiquée dans l'opération ou communiquée depuis un courant. L'information est transmise dans les deux directions à travers les *Flowsheets*.
- Algorithme de résolution non séquentielle : on peut construire des *Flowsheets* dans n'importe quel ordre.

### III.9. Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS :

Pour réaliser une simulation en HYSYS, les pas suivants sont nécessaires :

1. Choix des composés ;
2. Sélection d'un modèle thermodynamique ;
3. Construction du PFD ;
4. Spécification des courants et des unités ;
5. Exécution du programme de simulation ;
6. Interprétation des résultats.

### III.10 Les équipements utilisés :

#### III.10.1 La vanne :

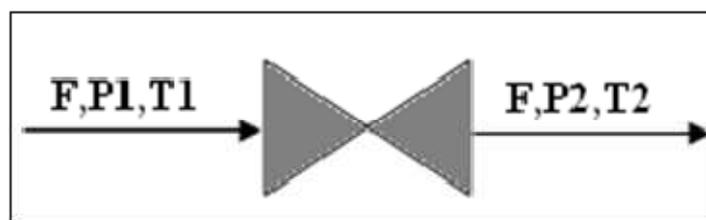
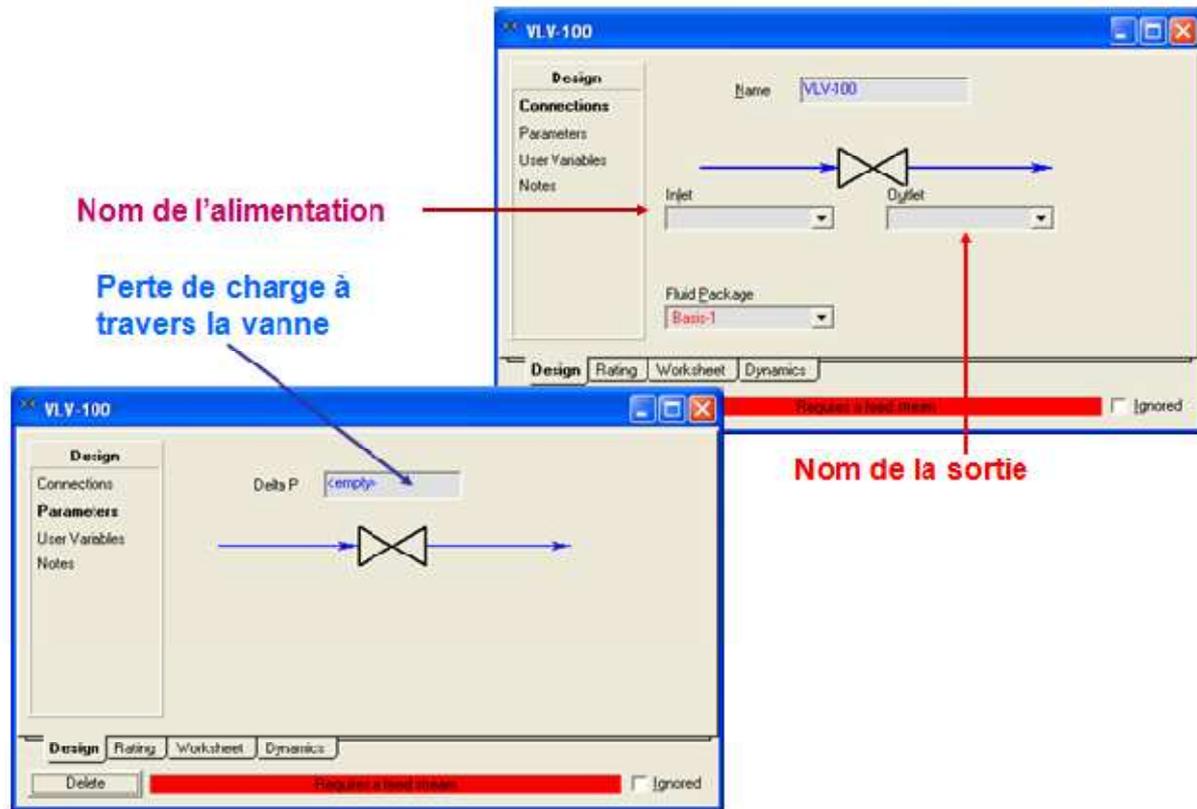


Figure III.1 : représentation d'une vanne.

### Installation d'une vanne :



### III.10.2 Mixeur :

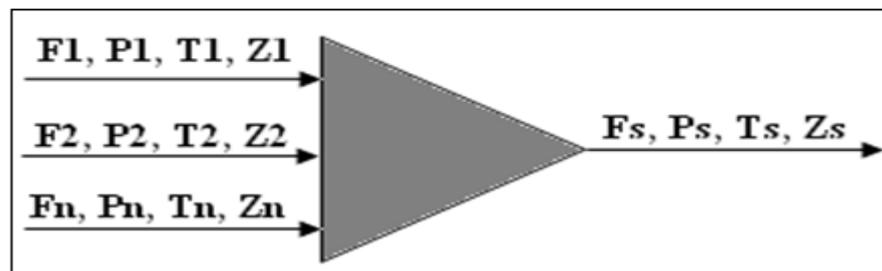
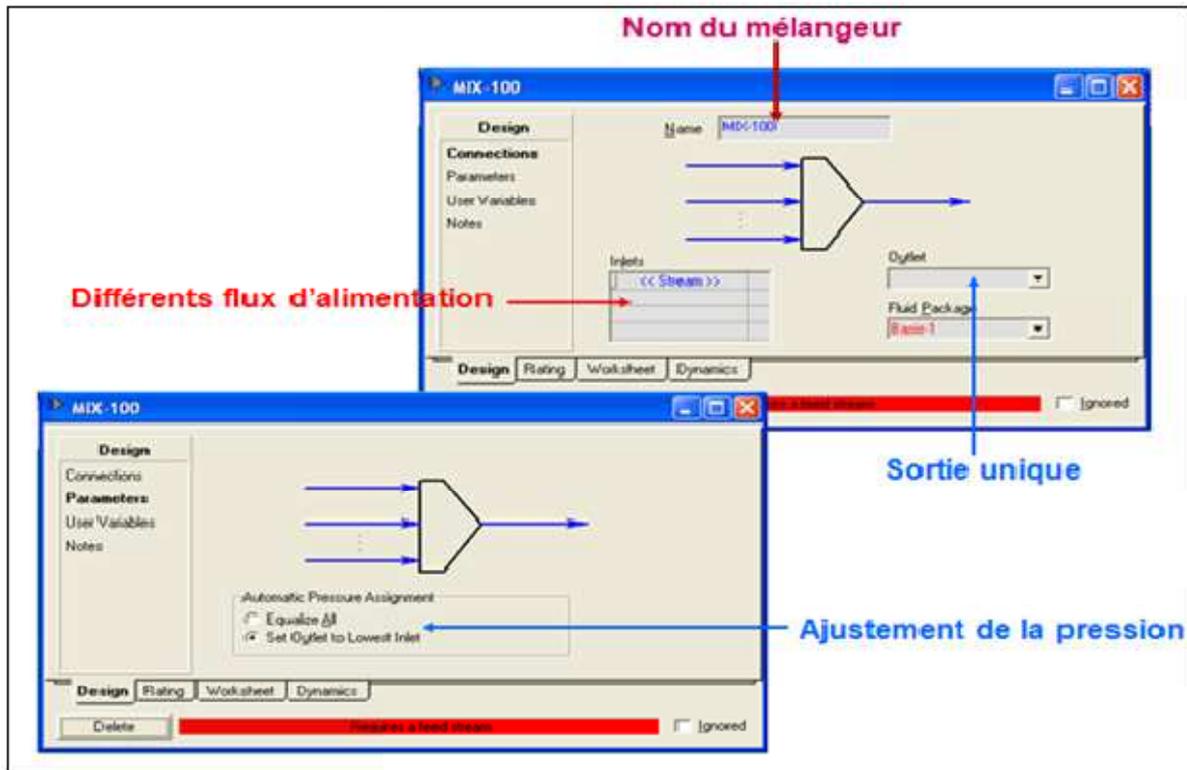
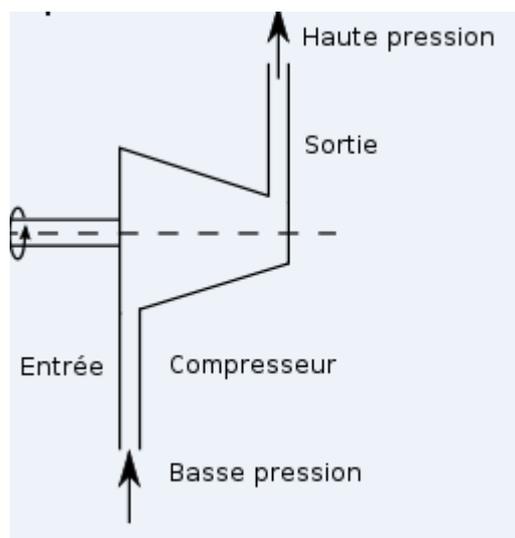


Figure III.2 : Représentation d'un mixeur

**Installation d'un mélangeur :**

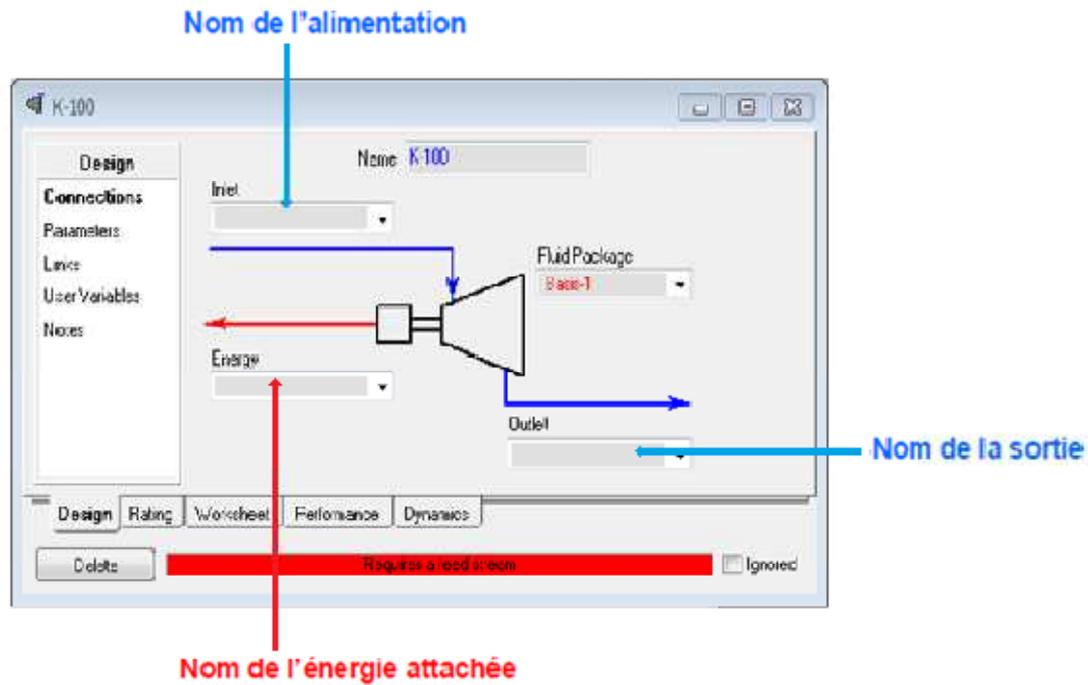


**III.10.3 Le compresseur :**



**Figure III.3 : Représentation d'un compresseur.**

### Installation d'un compresseur :



### III.10.4 La turbine :

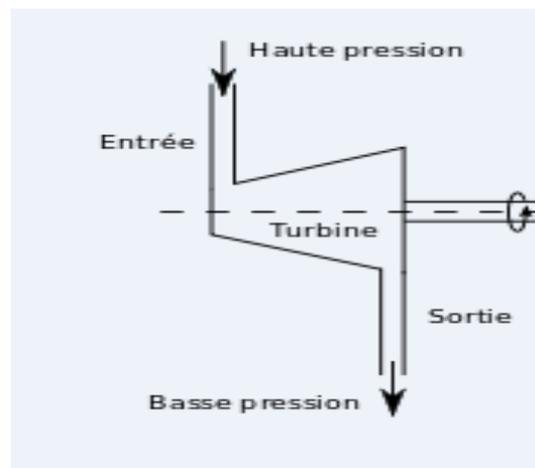
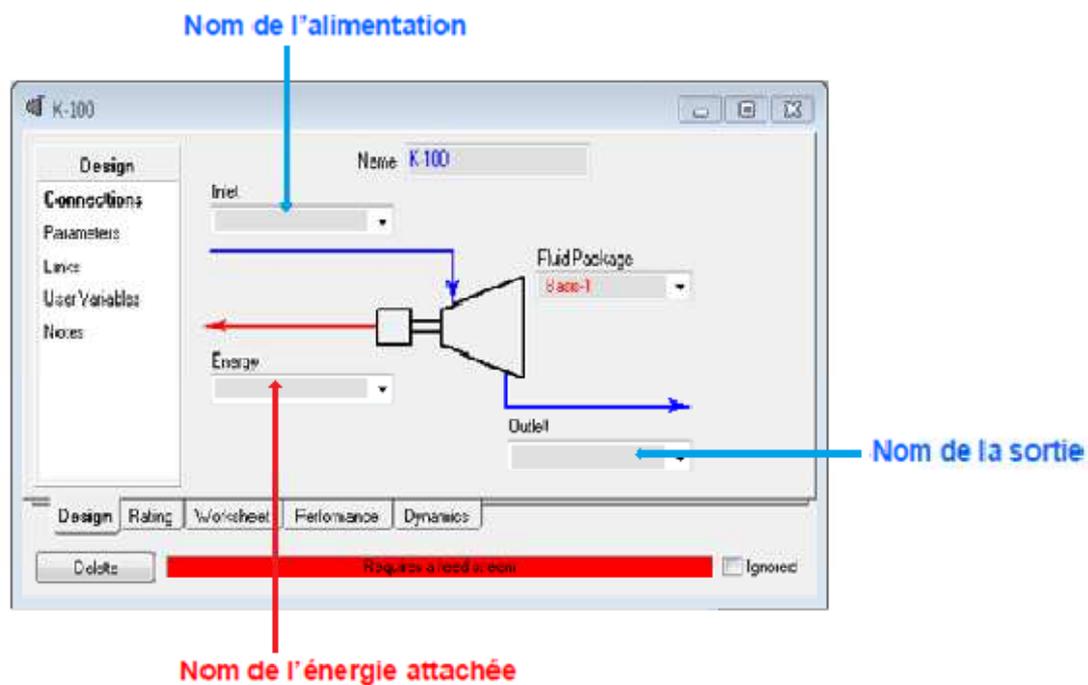
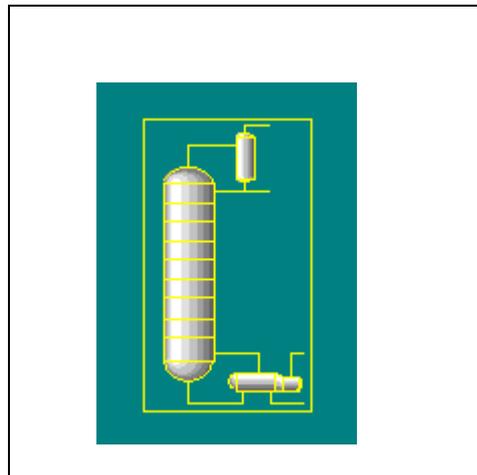
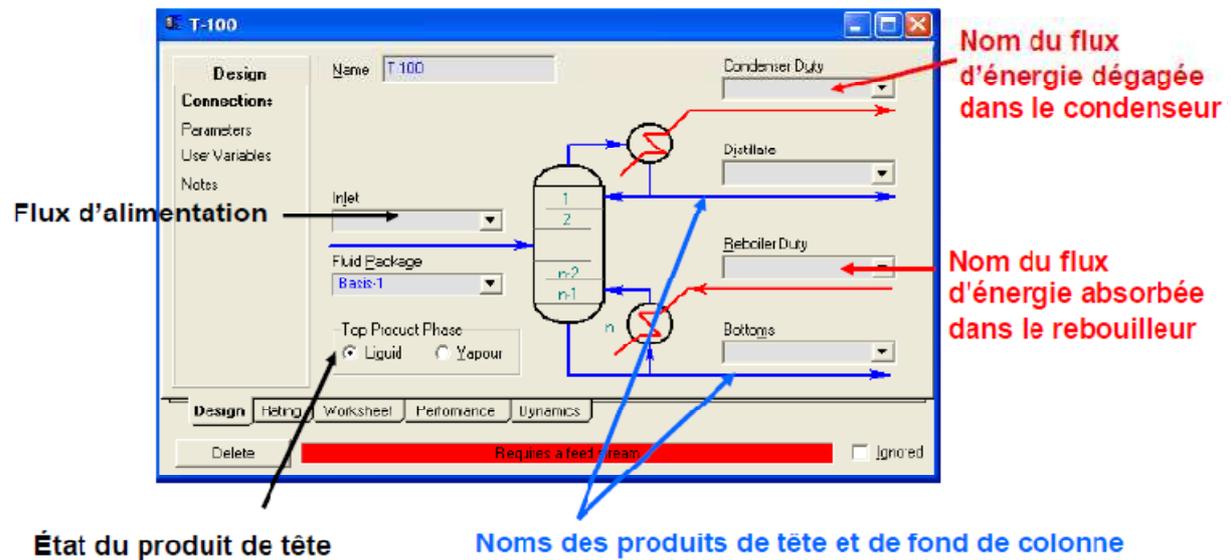


Figure III.4 : Représentation d'une turbine.

**Installation de la turbine :****III.10.5 La colonne de distillation :**

**Figure III.5: Représentation d'une colonne de distillation.**

### Installation de la colonne de distillation :



### III.10.6 Séparateur :

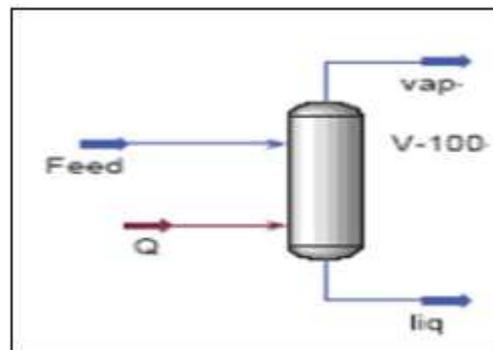


Figure III.6 : Représentation d'un séparateur.

### Installation du séparateur :

La page **DesignConnections** est conçue pour la connexion des flux d'alimentations et des produits.

L'utilisateur spécifie dans la page **Parameters** la chute de pression à travers le ballon de séparation.

### III.10.7 Echangeur de chaleur tube/calandre :

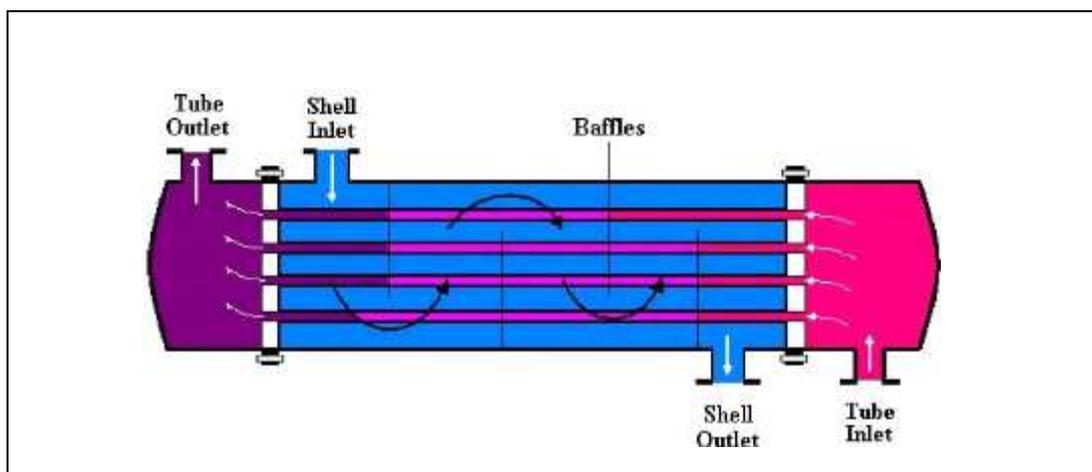
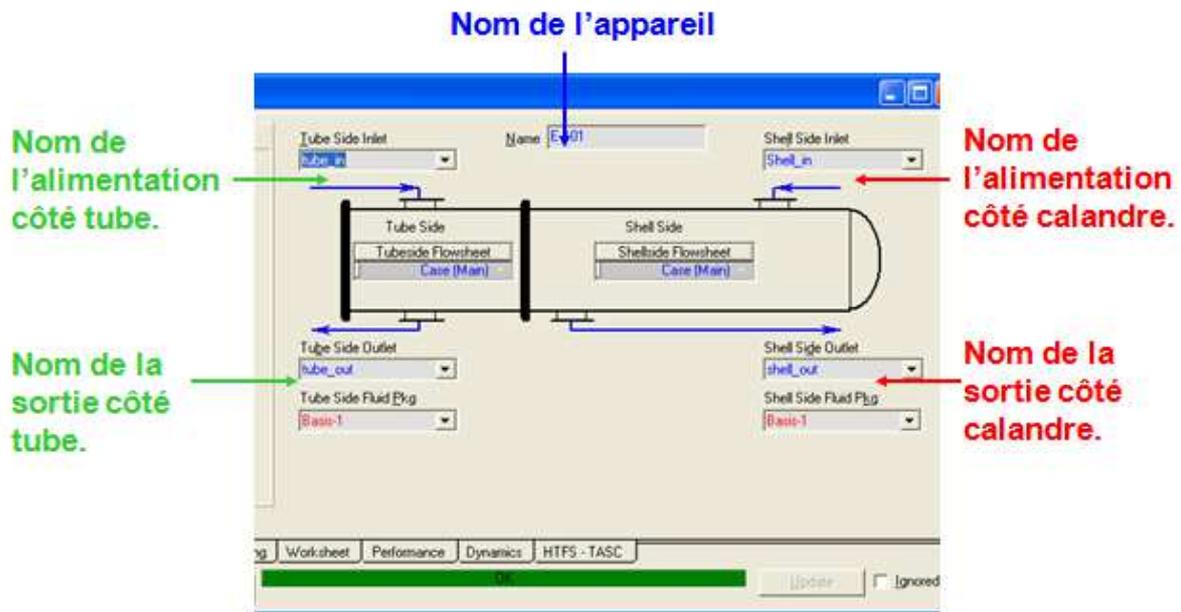


Figure III.7 : représentation d'un échangeur tube/calandre.

### Installation de l'échangeur de chaleur tube/calandre:



### III.11 Conclusion :

Ce chapitre présente un aperçu sur la modélisation et la simulation des procédés, principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine d'engineering, ainsi qu'une brève explication sur la manière dont HYSYS® procède.

Ce qui nous facilite la tâche dans le chapitre 4 suivant pour entamer la simulation du procédé de liquéfaction des gaz de l'air, ainsi que son calcul.



**IV.1. Introduction :**

Dans ce chapitre on va effectuer la simulation du procédé avec deux exemplaires :

- Cycle liquéfaction et séparation des gaz de l'air on négligeant l'argon.
- Cycle liquéfaction et séparation des gaz de l'air avec l'argon.

En premier lieu on présente les étapes de simulation du procédé de séparation des gaz de l'Air. Ensuite on utilise le simulateur HYSYS pour réaliser ces procédés.

En fin on va discuter les résultats obtenus.

**IV.2 description du procédé :**

L'unité de séparation d'Air est basée sur un processus à basse températures ; pour liquéfier l'Air, afin d'avoir l'oxygène liquide (LOX) et l'Azote liquide (LIN).

La poussière et d'autres particules contenues dans l'air de processus sont éliminées grâce à un système de filtre d'air avant que l'air pénètre dans le compresseur d'air ; ce dernier qui est entraîné par un moteur électrique comprime l'air de processus, après le 3<sup>ème</sup> étage du compresseur est refroidi dans un refroidisseur de sortie E1121. Puis refroidi encore dans un refroidisseur d'air de processus E 2418 par l'eau refroidie de l'unité de réfrigération.

L'eau condensée est éliminée de l'air de processus par un séparateur d'eau en aval de l'unité de réfrigération.

Après le séparateur d'eau, l'air de processus traverse l'un des adsorbants à tamis moléculaires où sont éliminés le CO<sub>2</sub>, les hydrocarbures potentiellement dangereux et la vapeur d'eau résiduelle.

En aval de l'adsorbant à tamis moléculaires, la quantité totale de l'air de processus et l'air recyclé provenant de la boîte froide sont ensuite comprimés par un turbocompresseur d'air de recyclage à 3 étages avec refroidisseur intermédiaire C1461.

Après le dernier étage du compresseur de recyclage, l'air est refroidi dans un refroidisseur de sortie E1421, puis comprimé encore par un autre compresseur C3461.

La quantité totale d'air de processus comprimé pénètre dans l'échangeur de chaleur principal où il est refroidi par l'Air recyclé provenant de la turbine de détente.

Une partie de l'air comprimé quitte l'échangeur principal avec une basse température. Ce flux est détendu dans la turbine de détente. En aval de la turbine de détente, ce flux est divisé en deux parties, une partie est dirigée vers la colonne de distillation T-100 et l'autre partie est recyclée vers le compresseur de recyclage C1461.

Tandis que la partie restante de l'air comprimé est encore refroidie par l'échangeur de chaleur LNG-101 et détendu par la vanne de détente VLV100 puis dirigé vers la colonne de distillation.

Dans la colonne de distillation, l'air est pré-séparé en liquide riche en oxygène (LOX) et azote pur (LIN) en haut de la colonne, une partie de l'azote liquide sert de reflux pour la colonne et l'autre partie est envoyé vers le stockage comme produit fini (LIN). Une petite partie de l'azote gazeux (GAN) est prélevée en haut de la colonne.

Pfd avec argon

### IV.3 les étapes de simulation de procédé

Pour réaliser la simulation du procédé par le simulateur HYSYS il est nécessaire de passer par les étapes suivantes :

#### IV.3.1 Introduction des compositions

Au début il faut designer à HYSYS la composition chimique des fluides qu'on veut utiliser dans le cycle.

Dans notre cas il faut définir la composition de l'air traité.

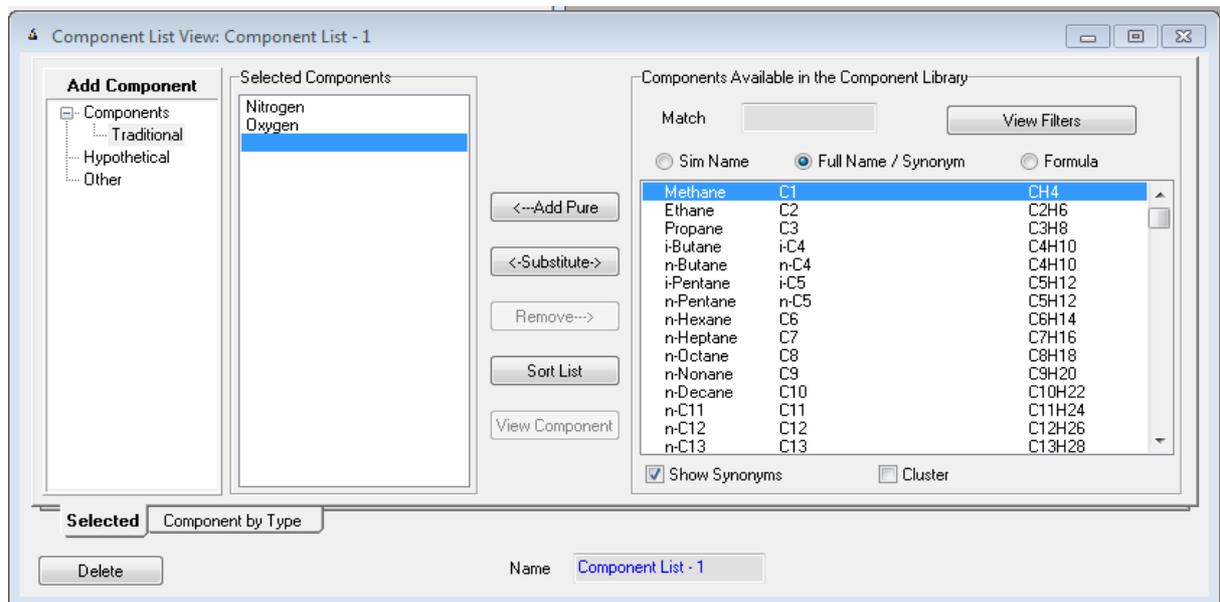


Figure IV.2 : Liste des composants chimiques.

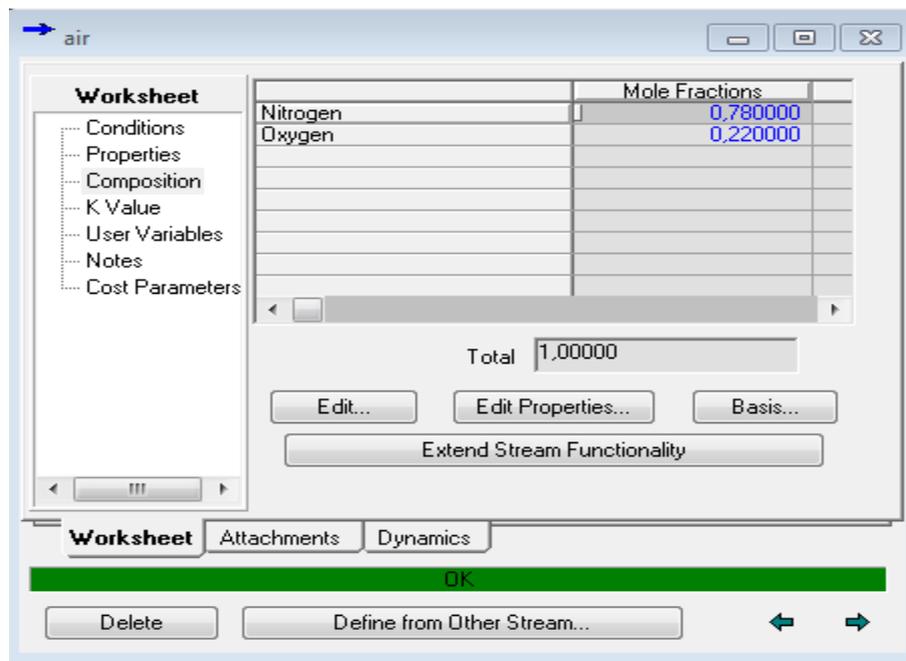


Figure IV.3 : La composition du gaz de l'air.

#### IV.3.2 Choix du modèle d'équation d'état (fluide package) :

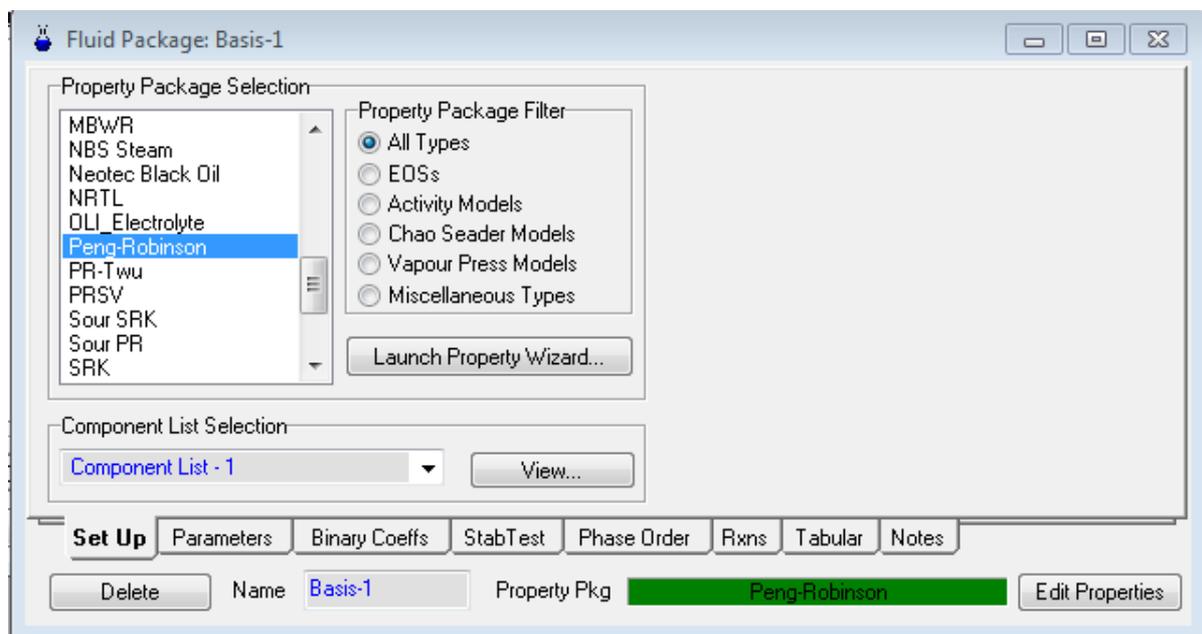


Figure IV.4 : Choix de l'équation d'état pour le modèle.

Pour l'étude des propriétés des gaz réels ou des mélanges les plus complexes, il existe des équations d'état qui relie les paramètres d'équilibre du système.

De nombreuses équations d'état ont été proposées et continuent d'être mises au point.

Parmi ces équations on cite : l'équation **Peng Robinson**, l'équation de **Redlich Kwong**, et celle de **Lee Kesler Plocker** ...etc

Dans notre cas des gaz de l'Air on utilise l'équation de **Peng Robinson** :

Elle résout rigoureusement tous les systèmes composés d'une seule phase, biphasique ou un système à trois phases avec haut degré d'efficacité et de précision, et est applicable sur une grande gamme de conditions.

### IV.3.3 Création des composants du cycle dans l'environnement de simulation :

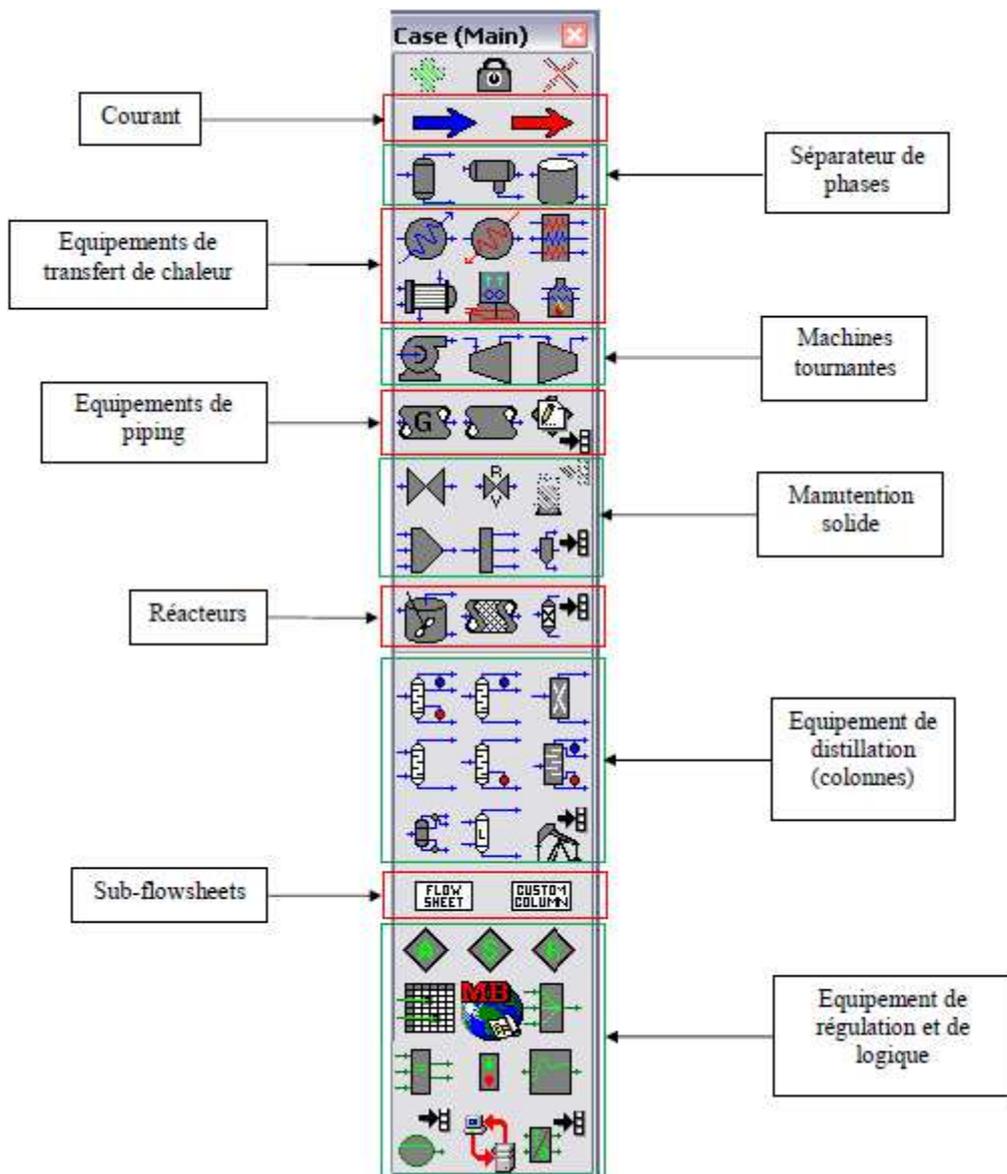


Figure. IV.5 : palette d'objets HYSYS.

### IV.4 Composants du procédé :

Le cycle de Linde se compose des équipements suivants :



## IV.4.2 Les refroidisseurs:

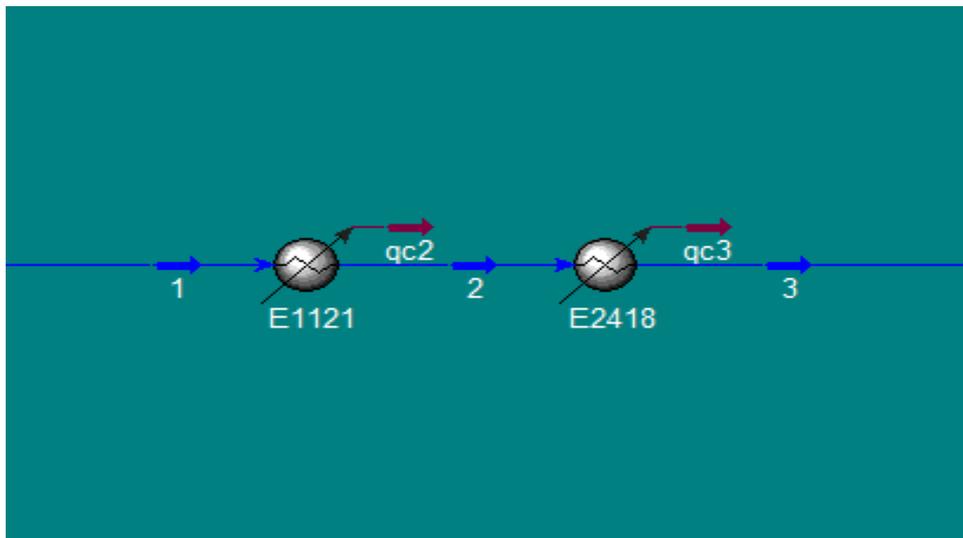


Figure IV.8 : les refroidisseurs (E1121, E2418).

Ces refroidisseurs ont pour but d'abaisser la température de l'air au 1er lieu de (230.8 °C ; 4.5 bars) jusqu'à (50 °C ; 4.5 bars), et de (50°C ; 4.5 bars) à (32°C ; 4.5 bars).

Worksheet		Name	1	2	qc2
Conditions	Vapour		1,0000	1,0000	<empty>
	Temperature [C]		230,8	50,00	<empty>
	Pressure [bar]		4,500	4,500	<empty>
	Molar Flow [Nm3/h(gas)]		1,240e+004	1,240e+004	<empty>
	Mass Flow [kg/h]		1,598e+004	1,598e+004	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		18,41	18,41	<empty>
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]		1463	167,3	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		155,0	141,7	<empty>
	Heat Flow [kcal/h]		8,094e+005	9,255e+004	7,169e+005

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete OK  Ignored

Name	2	3	qc3
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [C]	50,00	32,00	<empty>
Pressure [bar]	4,500	4,500	<empty>
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1,240e+004	1,240e+004	<empty>
Mass Flow [kg/h]	1,598e+004	1,598e+004	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	18,41	18,41	<empty>
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	167,3	40,53	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	141,7	140,0	<empty>
Heat Flow [kcal/h]	9,255e+004	2,242e+004	7,013e+004

Figure. IV.9 : Paramètres d’entrée-sortie des refroidisseurs (1er étape).

IV.4.3 Le mixeur :

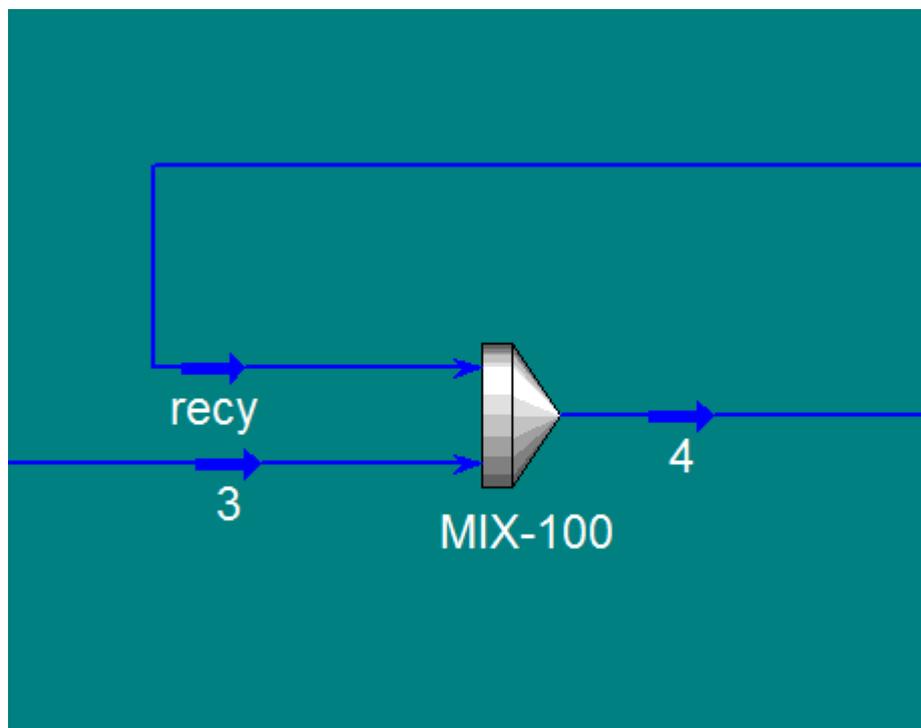
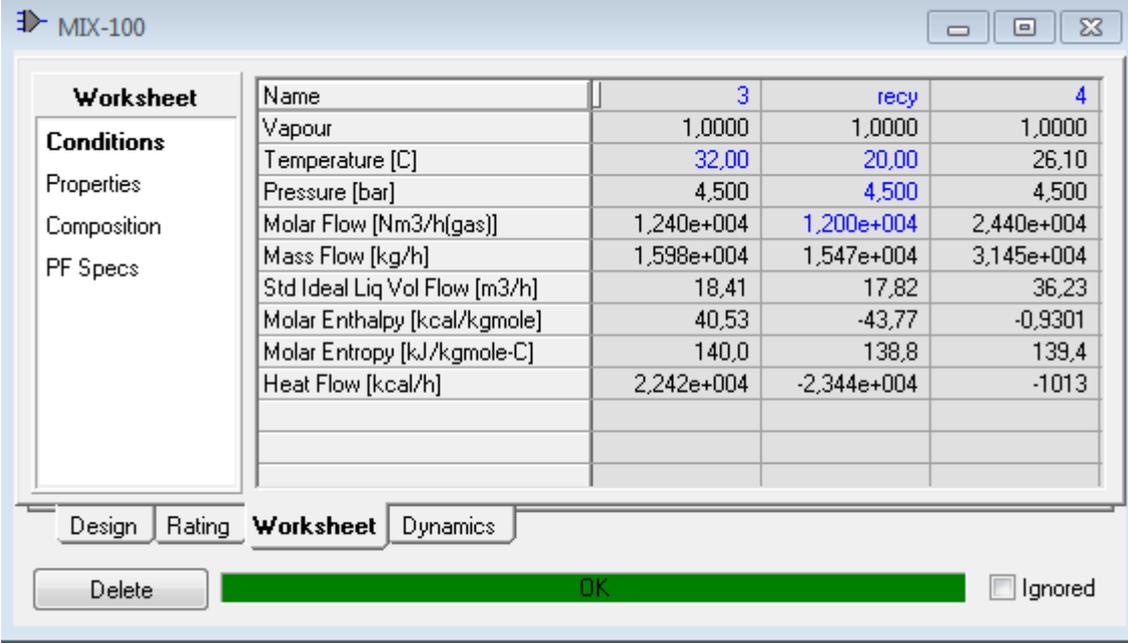


Figure IV.10: Le mixeur.

Le rôle de mixeur c'est de faire une mixture entre deux fluides, un débit recyclé et un autre aspiré



Name	3	recy	4
Vapour	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [C]	32,00	20,00	26,10
Pressure [bar]	4,500	4,500	4,500
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1,240e+004	1,200e+004	2,440e+004
Mass Flow [kg/h]	1,598e+004	1,547e+004	3,145e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	18,41	17,82	36,23
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	40,53	-43,77	-0,9301
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	140,0	138,8	139,4
Heat Flow [kcal/h]	2,242e+004	-2,344e+004	-1013

Figure IV.11: Les paramètres d'entrée-sortie du mixeur.

#### IV.4.4 le recycleur :

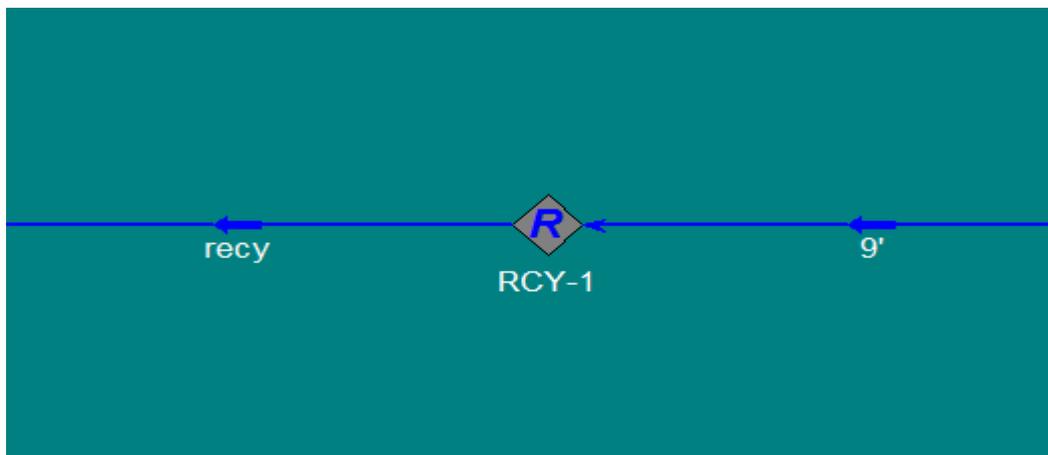


Figure IV.12 : le recycleur.

L'opération « **Recycle** » est installé, dans le but de simuler le recyclage d'un flux de matière.

Worksheet		Name	9'	recy
Conditions		Vapour	1,0000	1,0000
Properties		Temperature [C]	20,00	20,00
Composition		Pressure [bar]	4,500	4,500
		Molar Flow [Nm <sup>3</sup> /h(gas)]	1,200e+004	1,200e+004
		Mass Flow [kg/h]	1,547e+004	1,547e+004
		Std Ideal Liq Vol Flow [m <sup>3</sup> /h]	17,82	17,82
		Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-43,77	-43,77
		Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	138,8	138,8
		Heat Flow [kcal/h]	-2,344e+004	-2,344e+004

Connections Parameters **Worksheet** Monitor User Variables

OK

Delete Continue  Ignored

Figure IV.13 : Paramètres d'entrée-sortie de Recycleur.

#### IV.4.5 Le compresseur de recyclage d'air C1451 :

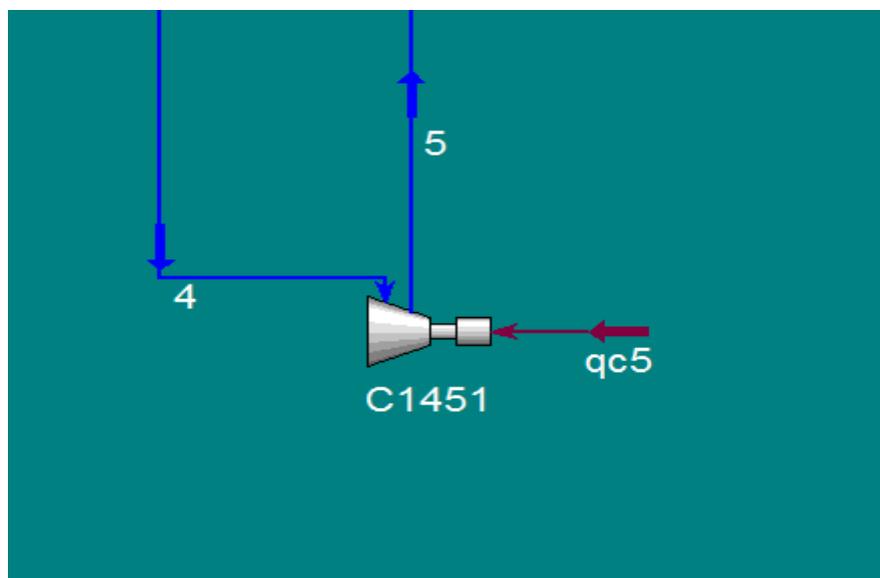
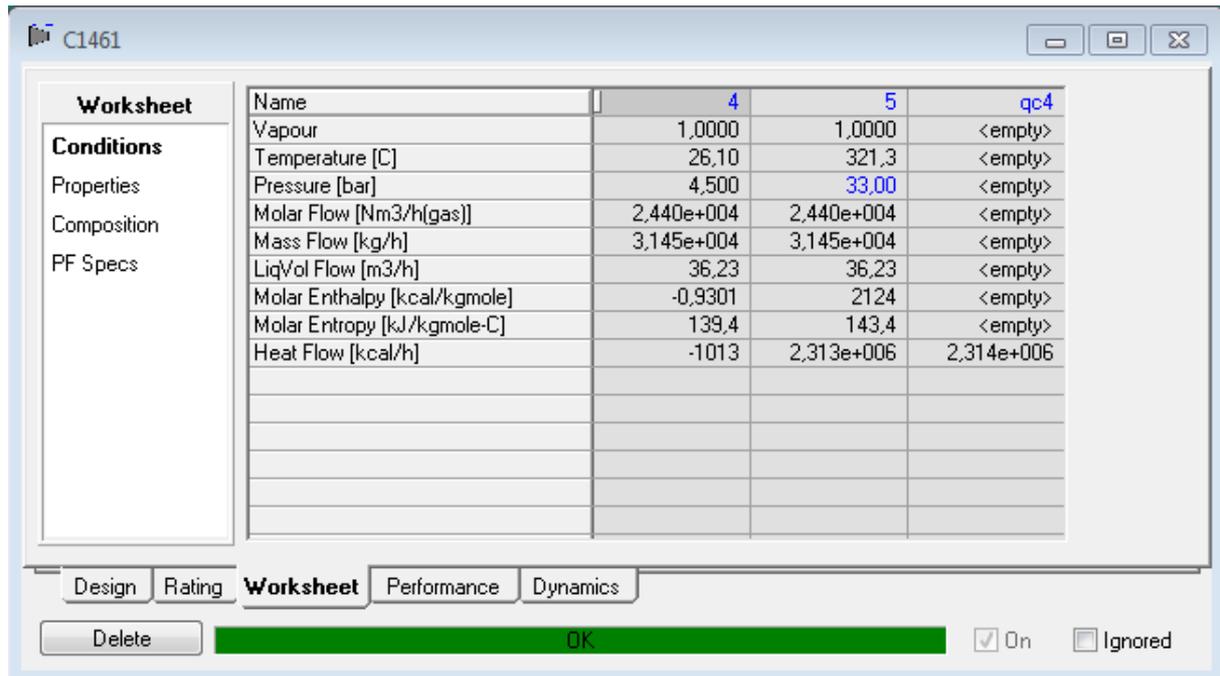


Figure IV.14 : compresseur de recyclage C1451.

La quantité totale de l'air de processus et l'air recyclé provenant de la boîte froide sont ensuite comprimés à 33 bars par un compresseur d'air de recyclage à 3 étages avec refroidissement intermédiaire C1461.



Name	4	5	qc4
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [C]	26,10	321,3	<empty>
Pressure [bar]	4,500	33,00	<empty>
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	2,440e+004	2,440e+004	<empty>
Mass Flow [kg/h]	3,145e+004	3,145e+004	<empty>
LiqVol Flow [m3/h]	36,23	36,23	<empty>
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-0,9301	2124	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	139,4	143,4	<empty>
Heat Flow [kcal/h]	-1013	2,313e+006	2,314e+006

Figure IV.15 : Paramètres d'entrée-sortie de compresseur de recyclage.

#### IV.4.6 Le refroidisseur E1421 :

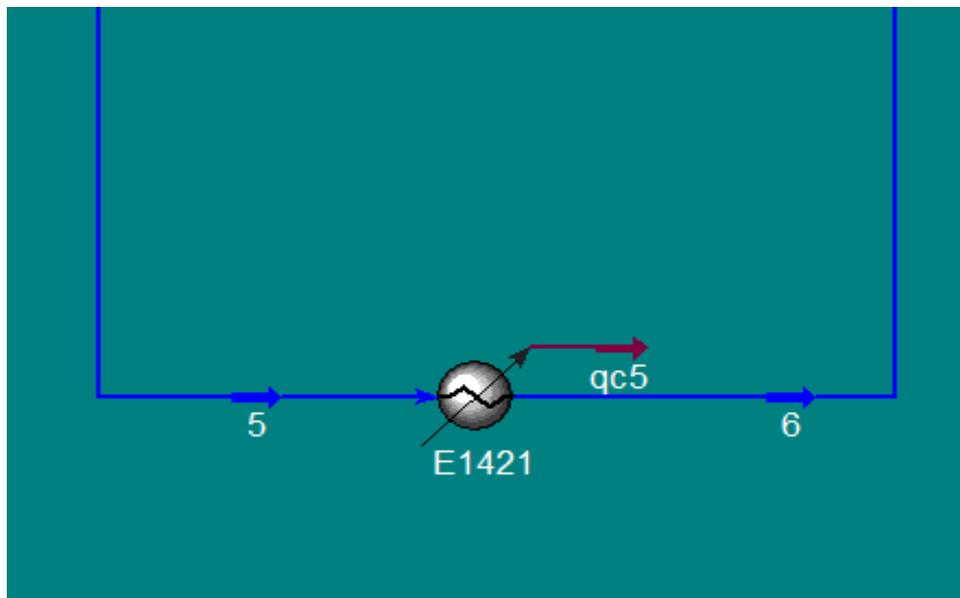


Figure IV.16 : le refroidisseur (E1421).

Les principaux paramètres d'entrée-sortie de ce refroidisseur sont représentés dans la figure ci-dessous :



Name	5	6	qc5
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [C]	321,3	50,00	<empty>
Pressure [bar]	33,00	33,00	<empty>
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	2,440e+004	2,440e+004	<empty>
Mass Flow [kg/h]	3,145e+004	3,145e+004	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	36,23	36,23	<empty>
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	2124	123,3	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	143,4	124,6	<empty>
Heat Flow [kcal/h]	2,313e+006	1,342e+005	2,178e+006

Figure IV.17 : Paramètres d'entrée-sortie de refroidisseur.

#### IV.4.7 compresseur d'air C3420 :

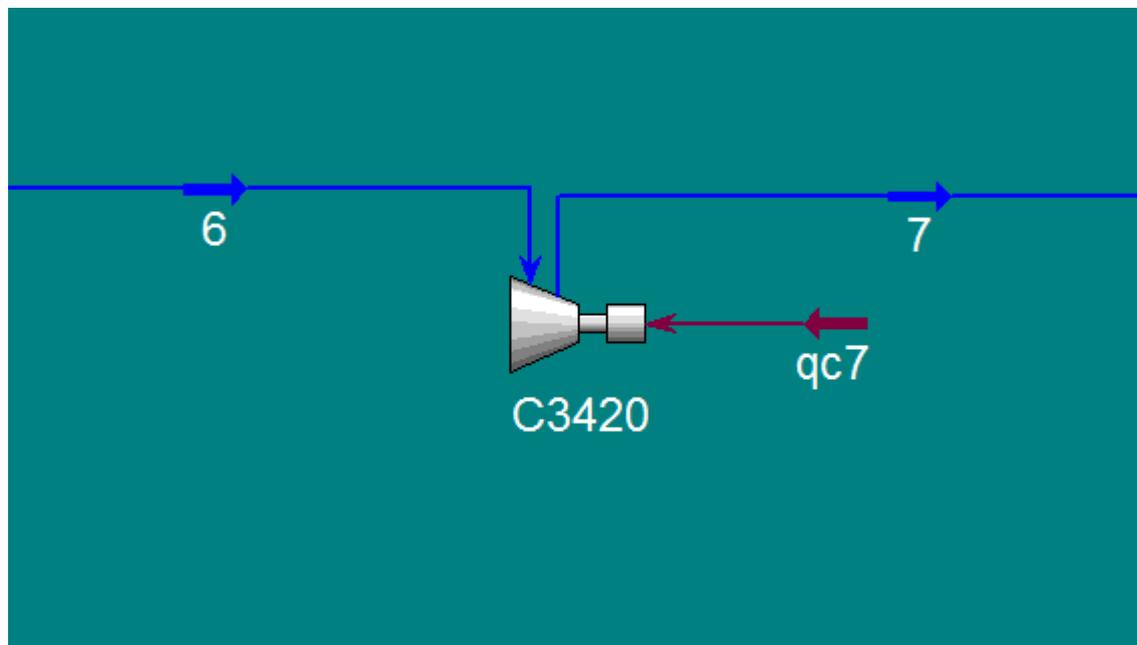


Figure IV.18: compresseur d'air.

Ce compresseur sert à comprimé l'air de la pression de **33bars** à **50 bars**.

Worksheet	Name	6	7	qc7
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
	Temperature [C]	50,00	103,6	<empty>
Properties	Pressure [bar]	33,00	50,00	<empty>
	Molar Flow [Nm <sup>3</sup> /h(gas)]	2,440e+004	2,440e+004	<empty>
Composition	Mass Flow [kg/h]	3,145e+004	3,145e+004	<empty>
	LiqVol Flow [m <sup>3</sup> /h]	36,23	36,23	<empty>
PF Specs	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	123,3	499,8	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	124,6	125,7	<empty>
	Heat Flow [kcal/h]	1,342e+005	5,441e+005	4,099e+005

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete OK  On  Ignored

Figure IV.19 : Paramètres d'entrée-sortie de compresseur d'air.

#### IV.4.8 Le refroidisseur E3421 :

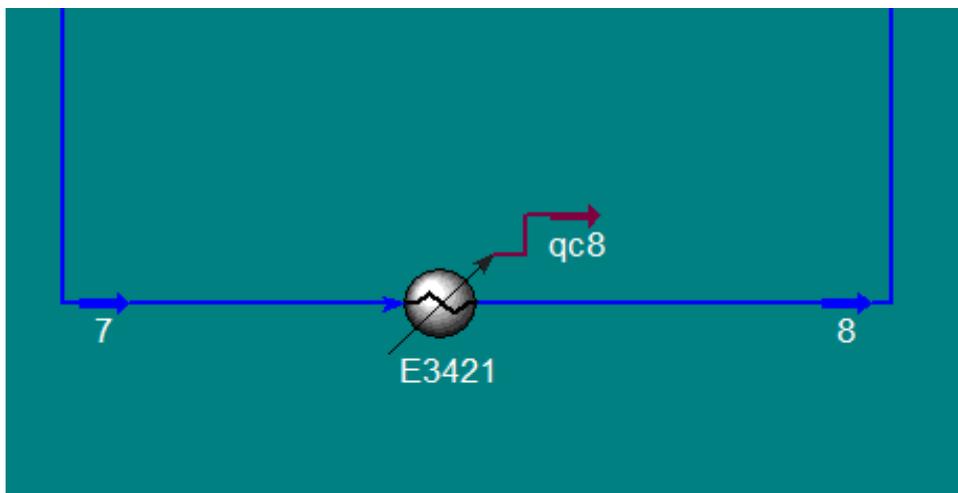
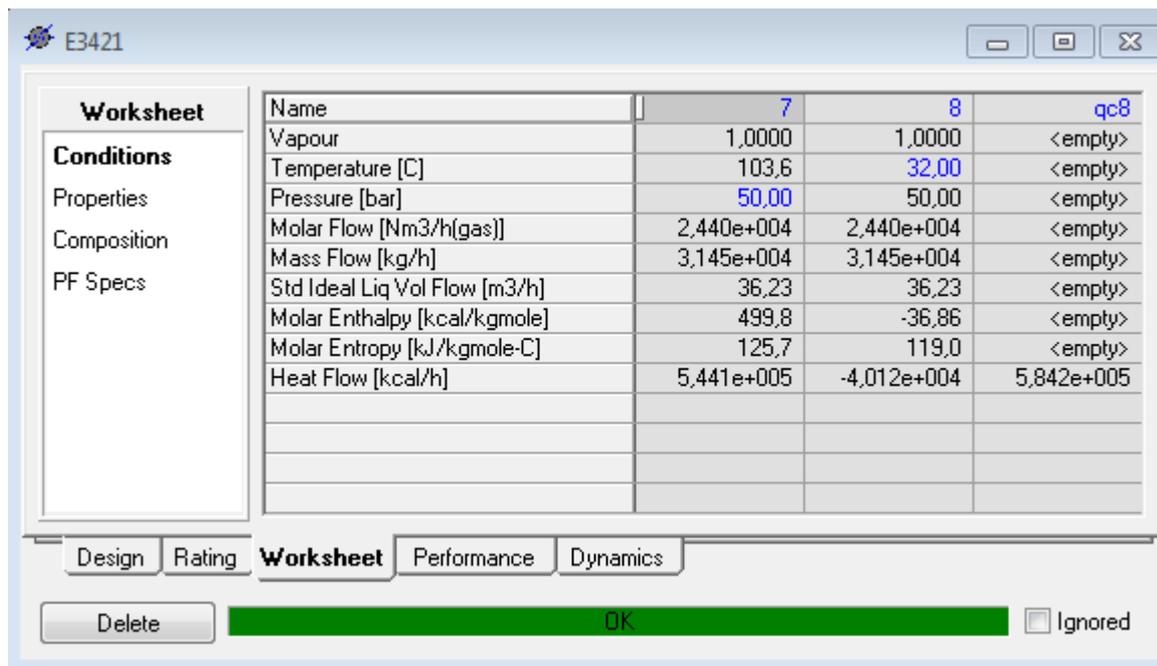


Figure IV.20 : le refroidisseur (E3421).

Les principaux paramètres d'entrée-sortie de ce refroidisseur sont représentés dans la figure ci-dessous :



Name	7	8	qc8
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [C]	103,6	32,00	<empty>
Pressure [bar]	50,00	50,00	<empty>
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	2,440e+004	2,440e+004	<empty>
Mass Flow [kg/h]	3,145e+004	3,145e+004	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	36,23	36,23	<empty>
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	499,8	-36,86	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	125,7	119,0	<empty>
Heat Flow [kcal/h]	5,441e+005	-4,012e+004	5,842e+005

Figure IV.21 : Paramètres d'entrée-sortie de refroidisseur.

#### IV.4.9 L'échangeur principal :

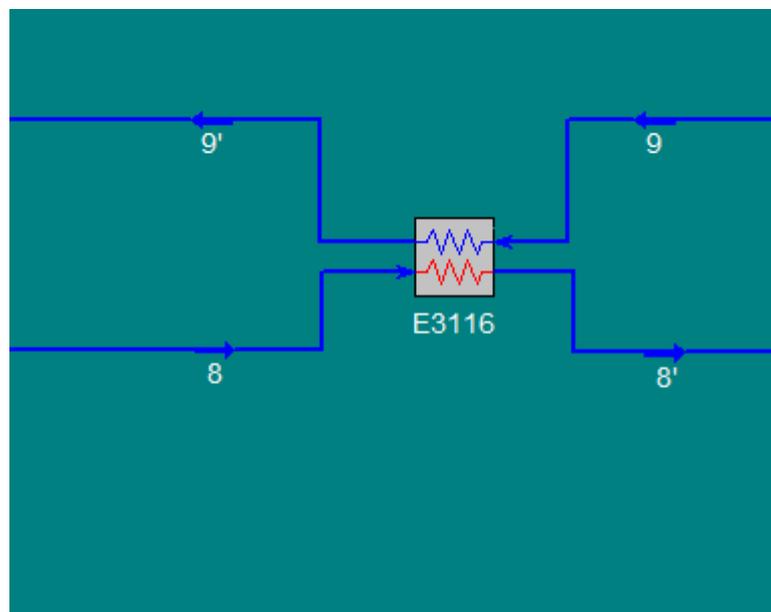


Figure IV.22 : l'échangeur principal.

Dans cet échangeur de chaleur on utilise deux fluides ; un fluide caloporteur (chaud) cède une quantité de chaleur pour le fluide froid.

Name	8	9	8'	9'
Vapour	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [C]	32,00	-125,0	-32,28	20,00
Pressure [bar]	50,00	4,500	50,00	4,500
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	2,440e+004	1,200e+004	2,440e+004	1,200e+004
Mass Flow [kg/h]	3,145e+004	1,547e+004	3,145e+004	1,547e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	36,23	17,82	36,23	17,82
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-36,86	-1056	-534,7	-43,77
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	119,0	118,9	111,4	138,8
Heat Flow [kcal/h]	-4,012e+004	-5,654e+005	-5,821e+005	-2,344e+004

Figure IV.23 Paramètres d'entrée-sortie de l'échangeur principal.

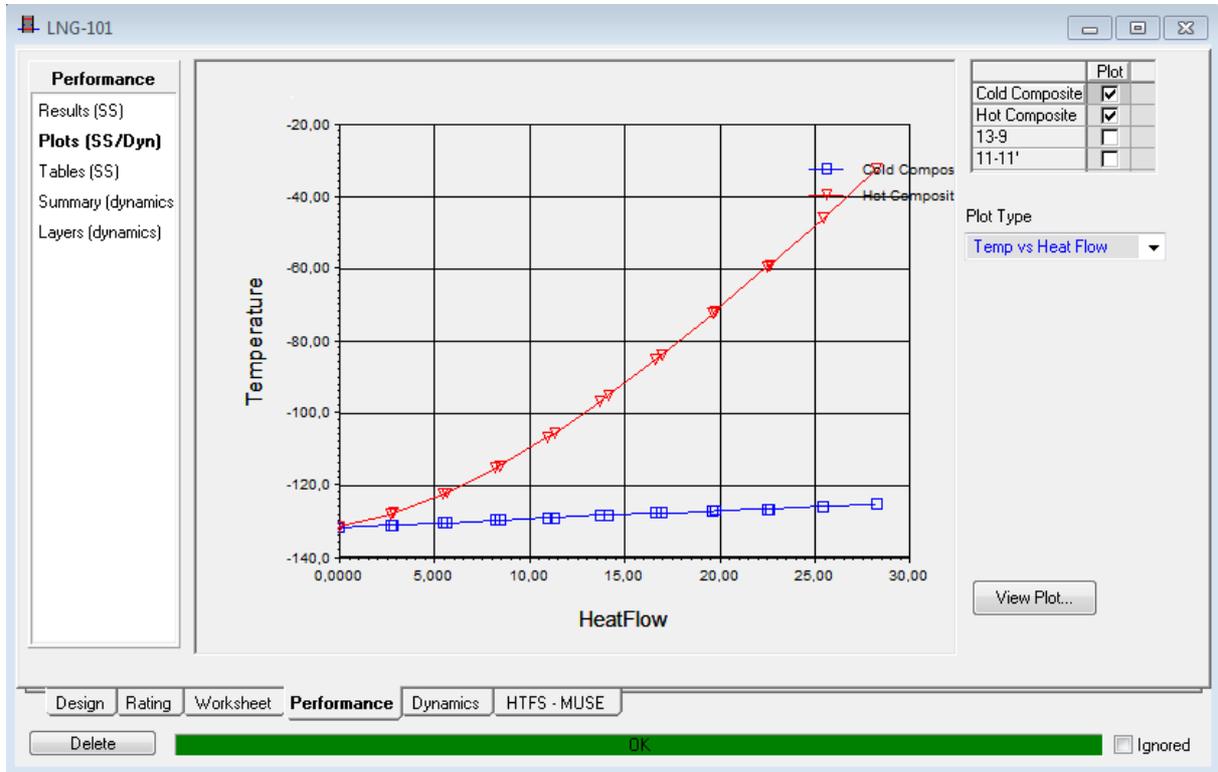


Figure IV.24 : variation du flux de chaleur en fonction de la température.

## IV.4.10 Le séparateur :

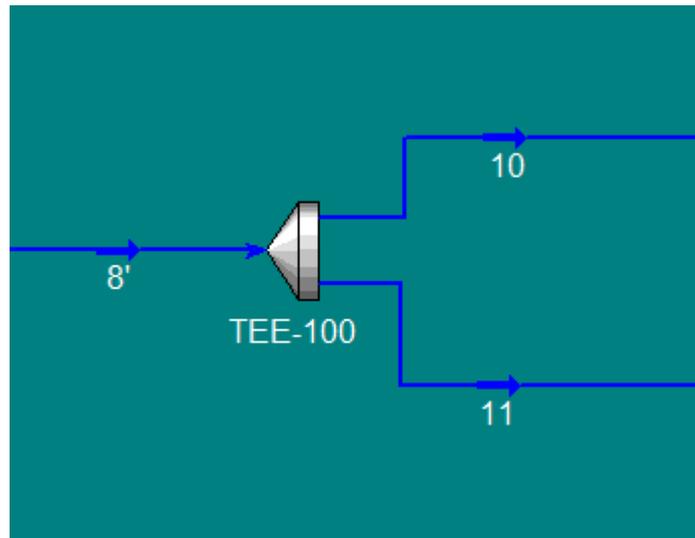


Figure IV.25 : le séparateur.

Ce séparateur sert à séparer le débit total de l'air en deux parties avec un pourcentage voulu.

Worksheet		8'	10	11
Name				
Vapour		1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [C]		-32,28	-32,28	-32,28
Pressure [bar]		50,00	50,00	50,00
Molar Flow [Nm <sup>3</sup> /h(gas)]		2,440e+004	2,390e+004	500,0
Mass Flow [kg/h]		3,145e+004	3,081e+004	644,5
Std Ideal Liq Vol Flow [m <sup>3</sup> /h]		36,23	35,49	0,7425
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]		-534,7	-534,7	-534,7
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		111,4	111,4	111,4
Heat Flow [kcal/h]		-5,821e+005	-5,701e+005	-1,193e+004

Design Rating **Worksheet** Dynamics

Delete OK  Ignored

Figure IV.26 : les paramètres d'entrée-sortie du séparateur.

## IV.4.11 La turbine de détente :

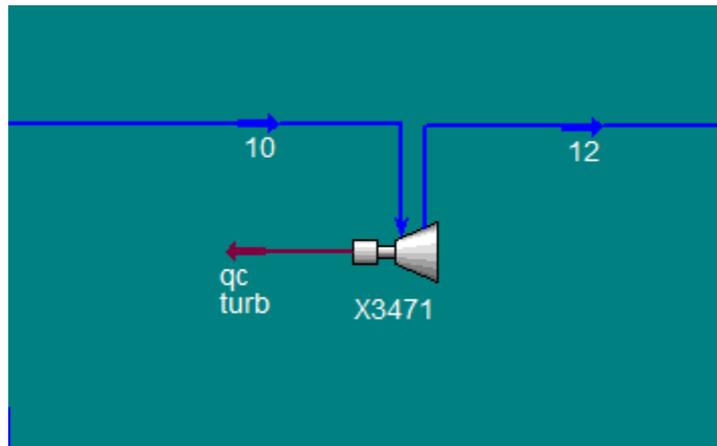


Figure IV.27 : La turbine de détente.

Le rôle de la turbine est de détendre la pression des gaz afin de les mettre dans la colonne à basse pression et basse température.

Voici les paramètres d'entrée-sortie de la turbine :

Worksheet		10	12	qc turb
<b>Conditions</b>				<empty>
Vapour		1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [C]		-32,28	-131,5	<empty>
Properties				<empty>
Pressure [bar]		50,00	4,500	<empty>
Composition				<empty>
Molar Flow [Nm <sup>3</sup> /h(gas)]		2,390e+004	2,390e+004	<empty>
Mass Flow [kg/h]		3,081e+004	3,081e+004	<empty>
PF Specs				<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m <sup>3</sup> /h]		35,49	35,49	<empty>
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]		-534,7	-1101	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		111,4	117,6	<empty>
Heat Flow [kcal/h]		-5,701e+005	-1,175e+006	6,044e+005

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete OK  Ignored

Figure IV.28 : Paramètres d'entrée-sortie de la turbine de détente.

IV.4.12 L'échangeur de chaleur (LNG-101):

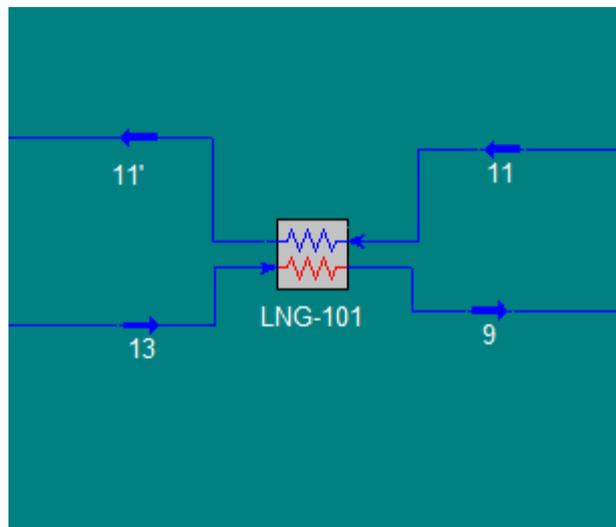
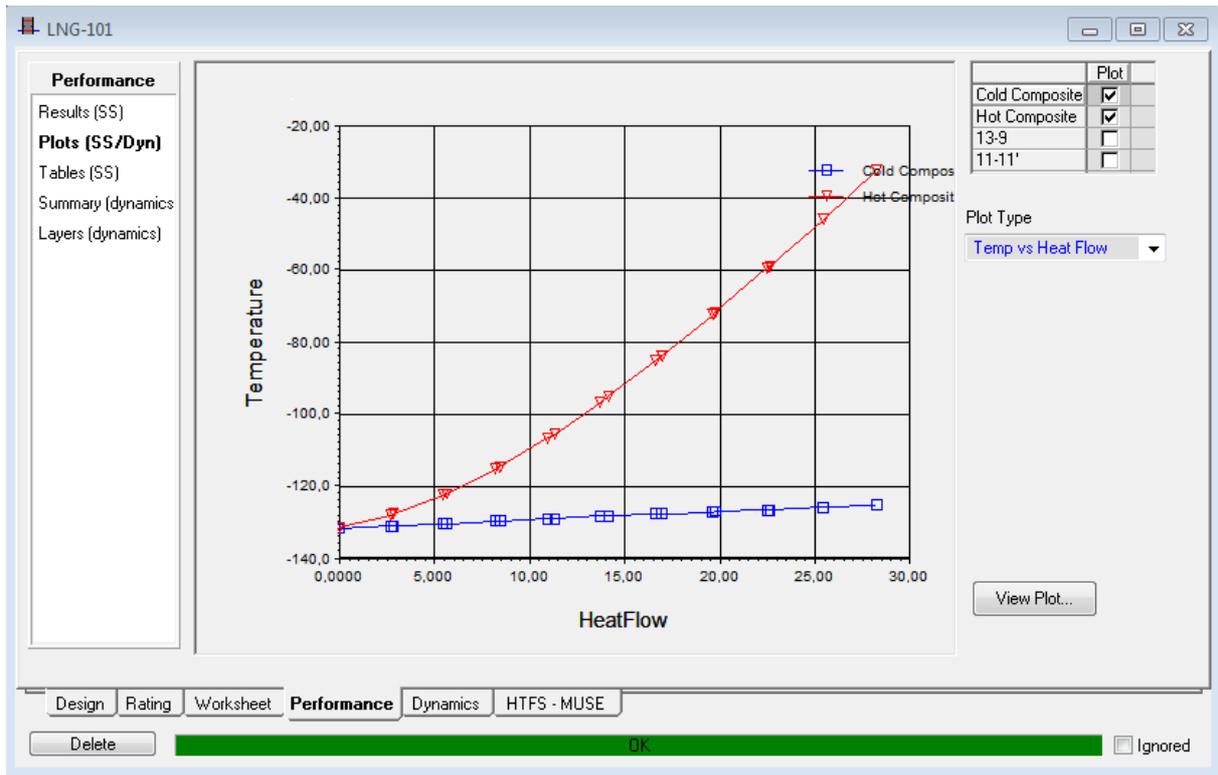


Figure IV.29 : l'échangeur de chaleur (LNG-101).

Worksheet	Name	13	11	9	11'
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
	Temperature [C]	-131,5	-32,28	-125,0	-131,3
Properties	Pressure [bar]	4,500	50,00	4,500	50,00
	Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1,200e+004	500,0	1,200e+004	500,0
Composition	Mass Flow [kg/h]	1,547e+004	644,5	1,547e+004	644,5
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	17,82	0,7425	17,82	0,7425
PF Specs	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-1101	-534,7	-1056	-1626
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	117,6	111,4	118,9	85,67
	Heat Flow [kcal/h]	-5,897e+005	-1,193e+004	-5,654e+005	-3,627e+004

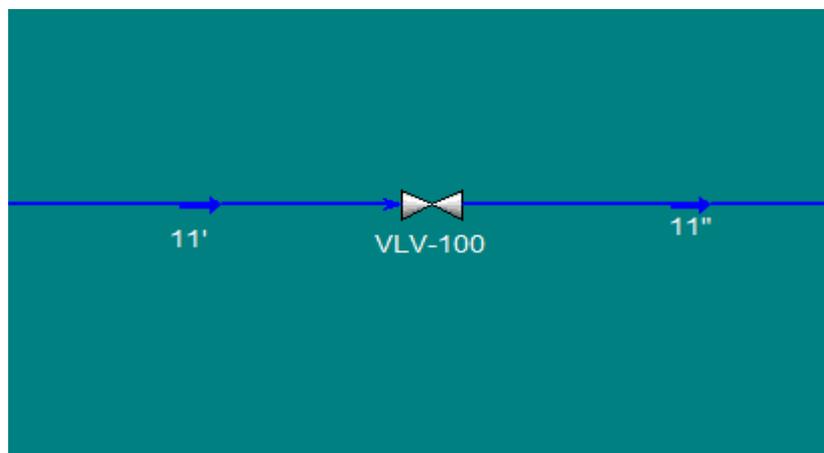
Figure IV.30 : Paramètres d'entrée-sortie de l'échangeur (LNG-101).



**Figure IV.31 : variation du flux de chaleur en fonction de la température.**

La figure ci-dessous représente la variation de flux de chaleur au niveau de l'échangeur en fonction de la température. Elle montre deux courbes, l'une caractérise le corps froid, et l'autre caractérise le corps chaud qui cède la chaleur.

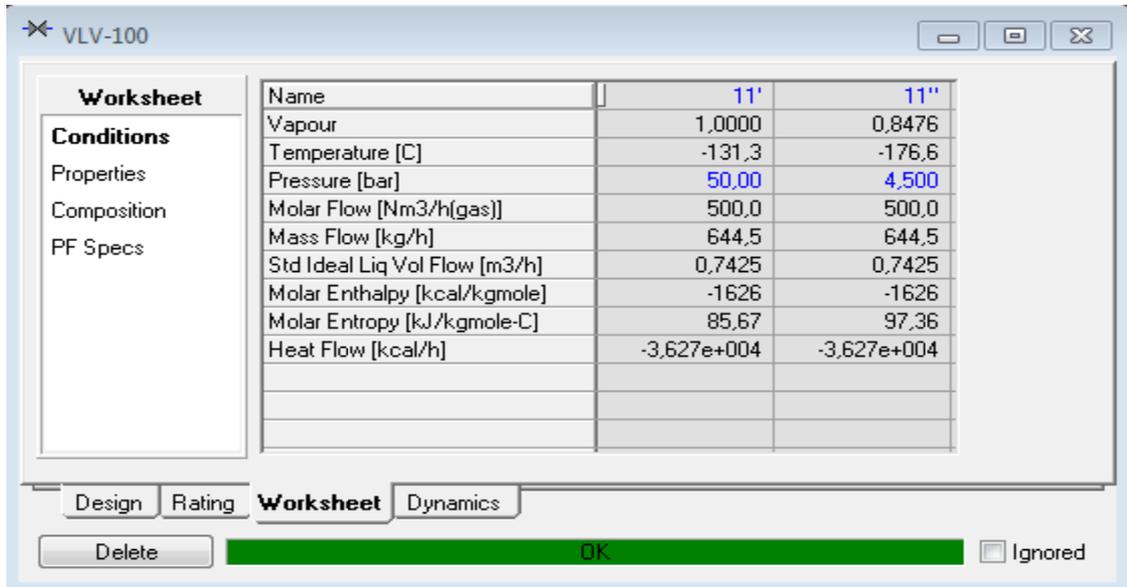
**IV.4.13 La vanne de joule de Thomson (J-T) :**



**Figure IV.32 : la vanne de joule Thomson (J-T).**

La vanne de détente Joule- Thomson sert à détendre le gaz provenant de l'échangeur de chaleur, et à la sortie de la vanne on aura un mélange bi-phasique (liquide-vapeur).

Voici les paramètres d'entrée-sortie de la vanne de J-T :



Worksheet		11'	11''
Name	Vapour	1,0000	0,8476
Temperature [C]		-131,3	-176,6
Pressure [bar]		50,00	4,500
Molar Flow [Nm3/h(gas)]		500,0	500,0
Mass Flow [kg/h]		644,5	644,5
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		0,7425	0,7425
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]		-1626	-1626
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		85,67	97,36
Heat Flow [kcal/h]		-3,627e+004	-3,627e+004

Design Rating **Worksheet** Dynamics

Delete  OK  Ignored

Figure IV.33 : Paramètres d'entrée-sortie de la vanne de joule Thomson (J-T)

**IV.4.14 La colonne de distillation**

Le rôle de la colonne de distillation est la récupération d'azote liquide en haut de la colonne, et l'azote gazeux en tête de la colonne.

Au fond de la colonne on a un bouilleur qui sert à provoquer l'évaporation d'azote, et au en haut de la colonne on a un condenseur qui fait condenser l'azote gazeux a sa température de condensation.

### Les fractions des débits produits :

On va calculer les fractions des débits massiques pour chaque produit de la colonne :

$$Y_{GAN} = \frac{\text{Débit massique de l'azote gazeux}}{\text{débit massique total}}$$

$$\text{A.N: } Y_{GAN} = \frac{1750}{16022} = 0.109 = \mathbf{10.9 \%}.$$

$$Y_{LIN} = \frac{8749}{16022} = 0.5460 = \mathbf{54.60 \%}.$$

$$Y_{résidu} = \frac{5528}{16022} = 0.3450 = \mathbf{34.5 \%}.$$

On a produit 54.60% d'azote liquide du débit total de la colonne ce qui fait (**8748.012 kg/h**), 10.9% d'azote gazeux (**1746.398 kg/h**) et 34.5% pour le mélange liquide (oxygène+ azote) (**5527.59 kg/h**)

### IV.5 Simulation du procédé de liquéfaction (avec l'argon) :

**Fig pfd avec argon**

La figure ci-dessous représente les conditions de notre processus (avec argon) :

Name	1	2	3	4	recy	5	6	7
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [C]	25,00	231,5	50,00	25,00	20,00	22,54	315,8	32,00
Pressure [bar]	1,013	4,500	4,500	4,500	4,500	4,500	33,00	33,00
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1,240e+004	1,240e+004	1,240e+004	1,240e+004	1,200e+004	2,440e+004	2,440e+004	2,440e+004
Mass Flow [kg/h]	1,603e+004	1,603e+004	1,603e+004	1,603e+004	1,551e+004	3,154e+004	3,154e+004	3,154e+004
Liquid Volume Flow [m3/h]	18,42	18,42	18,42	18,42	17,83	36,25	36,25	36,25
Heat Flow [kcal/h]	-1084	8,100e+005	9,227e+004	-4791	-2,338e+004	-2,817e+004	2,260e+006	-1,024e+004
Name	8	9	9'	10	10'	EC	turb	11
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [C]	82,96	20,00	-43,57	-125,0	20,00	-43,57	-43,57	-139,4
Pressure [bar]	50,00	50,00	50,00	4,500	4,500	50,00	50,00	4,500
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	2,440e+004	2,440e+004	2,440e+004	1,200e+004	1,200e+004	1000	2,340e+004	2,340e+004
Mass Flow [kg/h]	3,154e+004	3,154e+004	3,154e+004	1,551e+004	1,551e+004	1292	3,024e+004	3,024e+004
Liquid Volume Flow [m3/h]	36,25	36,25	36,25	17,83	17,83	1,485	34,76	34,76
Heat Flow [kcal/h]	3,752e+005	-1,392e+005	-6,797e+005	-5,639e+005	-2,338e+004	-2,786e+004	-6,519e+005	-1,206e+006
Name	turbine	12	13	vanne J-T	GAN	LIN	RESIDU	*** New **
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	0,6754	1,0000	0,0000	0,0000	
Temperature [C]	-139,4	-139,4	-136,1	-177,2	-180,4	-180,4	-168,4	
Pressure [bar]	4,500	4,500	50,00	4,500	4,500	4,500	4,500	
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1,140e+004	1,200e+004	1000	1000	2400	7000	3000	
Mass Flow [kg/h]	1,473e+004	1,551e+004	1292	1292	2999	8748	4279	
Liquid Volume Flow [m3/h]	16,93	17,83	1,485	1,485	3,720	10,85	3,851	
Heat Flow [kcal/h]	-5,874e+005	-6,184e+005	-8,232e+004	-8,232e+004	-1,565e+005	-8,251e+005	-3,731e+005	

Figure IV.38 : Résultats de simulation pour le cycle de liquéfaction et séparation de l'air avec l'argon.

Workbook - Case (Main)

Name	1	2	3	4	recy	5
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0,7800	0,7800	0,7800	0,7800	0,7800	0,7800
Comp Mole Frac (Oxygen)	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100
Comp Mole Frac (Argon)	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100
Name	6	7	8	9	9'	10
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0,7800	0,7800	0,7800	0,7800	0,7800	0,7800
Comp Mole Frac (Oxygen)	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100
Comp Mole Frac (Argon)	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100
Name	10'	EC	turb	11	turbine	12
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0,7800	0,7800	0,7800	0,7800	0,7800	0,7800
Comp Mole Frac (Oxygen)	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100
Comp Mole Frac (Argon)	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100
Name	13	vanne J-T	GAN	LIN	RESIDU	** New **
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0,7800	0,7800	1,0000	1,0000	0,0908	
Comp Mole Frac (Oxygen)	0,2100	0,2100	0,0000	0,0000	0,8679	
Comp Mole Frac (Argon)	0,0100	0,0100	0,0000	0,0000	0,0413	

Material Streams   **Compositions**   Energy Streams   Unit Ops

FeederBlock\_1  
K-100

Fluid Pkg: All

Include Sub-Flowsheets  
 Show Name Only  
Number of Hidden Objects: 0

Horizontal Matrix

**Figure IV.39: Résultats de simulation pour le cycle de liquéfaction et séparation avec l'argon (la composition).**

Fig de la colonne avec argon

On va calculer les fractions des débits massiques pour chaque produit de la colonne :

$$Y_{GAN} = \frac{\text{Débit massique de l'azote gazeux}}{\text{débit massique total}}$$

$$\text{A.N: } Y_{GAN} = \frac{2999}{16022} = 0.187 = \mathbf{18.71 \%}.$$

$$Y_{LIN} = \frac{8748}{16022} = 0.5459 = \mathbf{54.59 \%}.$$

$$Y_{résidu} = \frac{4279}{16022} = 0.2670 = \mathbf{26.7 \%}.$$

On a produit **54.59%** d'azote liquide du débit total de la colonne ce qui fait (**8746.4098 kg/h**), **18.71%** d'azote gazeux (**2997.7162 kg/h**) et 34.5% pour le mélange liquide (oxygène+ azote) (**4277.874 kg/h**)

#### IV.6 Résultats et discussions :

La simulation du procédé de liquéfaction et de séparation des gaz de l'air avec le logiciel ASPEN HYSYS a permis d'obtenir les résultats ci-dessous.

Malgré la complexité du problème étudié et la difficulté de la mise en œuvre des différents composants existants dans l'installation.

Le premier cas étudié est la liquéfaction de l'air sans présence de l'argon, et le deuxième cas avec la présence de l'argon, on a constaté que dans le premier cas

On a opté de réaliser deux exemples de simulation :

- Cycle de liquéfaction et séparation des gaz de l'air sans argon
- Cycle de liquéfaction et séparation des gaz de l'air avec argon

Les résultats obtenus sont les suivants :

On remarque d'après **la figure IV.34** que dans le haut de la colonne la fraction de l'azote (LIN) a atteint le pourcentage prévu (100%) pour dire que le liquide obtenu est de l'azote pur.

Pour le bon fonctionnement de l'installation le choix de nombre d'étage a une influence importante sur la pureté du produit fini.

L'augmentation du taux de reflux a une influence considérable sur la fraction d'azote (liquide +vapeur) obtenue.

La température du rebouilleur doit être maintenue à la température d'ébullition d'azote afin d'éviter l'évaporation le l'argon et d'oxygène.

La liquéfaction de l'azote au niveau du condenseur doit être assurée par un fluide de température inférieure à la température de la condensation de l'azote.

La fraction d'argon n'a pas une influence sur la pureté du produit. (**Figure IV.40**)

## IV.7 Conclusion

Pour l'étude de procédé de liquéfaction et de la séparation des gaz de l'air, on a opté de faire la simulation avec le logiciel Aspen HYSYS.

D'après les résultats qu'on a obtenus, on conclut qu'afin d'avoir une pureté maximale on doit :

- Augmenter la fraction du liquide à la sortie de la vanne de joule-Thomson.
- Pour améliorer la pureté de produit dans le haut de la colonne, en augmente le taux de reflux.

## Conclusion générale

---

### **Conclusion générale :**

L'objet de notre étude a été simulé avec le logiciel Aspen HYSYS le cycle de liquéfaction et séparation des gaz de l'air à savoir (O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, AR).

Le cycle de liquéfaction de l'air de Linde gaz est l'un des plus performants au monde, car il a montré son efficacité et sa rentabilité dans le domaine de production de l'air liquide, oxygène liquide, argon.... Etc.

D'après la simulation effectuée sur cette installation on peut tirer quelques conclusions intéressantes :

Le logiciel Aspen- HYSYS est un logiciel fortement recommandé pour ce type de séparation, et sa simplicité à mettre en œuvre et les résultats satisfaisants obtenus ;

Cette étude nous a permis de nous donner un aperçu général sur les techniques de séparations industrielles, ainsi de voir les performances des équipements de l'installation ;

En effet dans tout système de liquéfaction, on cherche à maximiser la fraction d'azote liquéfié, et on constate que la présence de l'argon n'a pas vraiment une influence impactante sur la pureté de nos produits ;

La mise en évidence des paramètres influençant le processus de la séparation de l'air, tel que : le débit massique, la température, le taux de reflux, la pression..... nous a donné des informations primordiales sur la performance des équipements de l'installation ainsi que les besoins énergétiques ;

Enfin, comme perspectives à ce travail le calcul dynamique et énergétique est très recommandé pour évaluer les performances des turbo-expandeurs et les échangeurs de chaleur ;

Pour la séparation de l'argon et l'oxygène la double colonne est fortement recommandée pour des futurs travaux.

## Bibliographies

[1] : Djelloul amel, mémoire de fin « Simulation de cycle de Claude pour la liquéfaction de l'air, de l'azote et de l'oxygène » 2006.

[2] : Philippe, Bredy, températures cryogéniques, septembre 2004, Techniques de l'ingénieur.

[3] : Julien Bobroff, Thermodynamique Classique, Magistère de Physique d'Orsay, 2008.

[4] : Le froid et ses applications dans l'industrie du gaz – collection des techniques gazières association technique de l'industrie du gaz.

[5]: Randall F.Barron- Cryogenic Systems – Oxford university press, New York,Clarendon press, Oxford (1985).

[6] : Djelloul amel, mémoire de fin « Simulation de cycle de Claude pour la liquéfaction de l'air, de l'azote et de l'oxygène »2006.

[7] : Technique de l'ingénieur Cryogénie : mise en œuvre des basses températures par Jean- Claude BOISSIN.

[8]: Yunus A. Cengel, Michael A. Boles McGraw-Hill, Thermodynamics: An Engineering Approach, 7th Edition 2011.

[9]: G. Perinić, G. Vandoni, T. Niinikoski, CERN, Introduction to Cryogenic Engineering 9.12.2005.

[10] : Outili Nawel, thèse de doctorat, étude expérimentale et modélisation d'une colonne d'extraction à garnissage, 2008.

[11] : Anders Lenneskog, Air séparation techniques course, Cryogenic plants. Version 8 June 2007.

[12] : SAHRAOUI Nora & BOUZEKRI Hadjer, mémoire de fin d'étude, étude dynamique d'une colonne d'absorption, 2011.

[13] : Morad BELHARIZI , cours institue algérien du pétrole, les colonnes (technologie et fonctionnement).

[14] : Manuel de formation, cours EXP-PR-EQ100 Révision 0.1, les équipements, les colonnes.

[15] : Cours, air liquéfaction, distillation 1895.

[16] : Technologie Génie Chimique (ANGLARET - KAZMIERCZAK) Tomes 2 et 3.

[17] : Principe de distillation de l'air, AIR LIQUIDE.

[18]: Sher shah Amarkhail , Air Separation Diploma project.

[19]: Cours sur la colonne de séparation des gaz de l'air, l'académie de Créteil à Saint Denis

[20] : Manuel de Linde gaz, Algérie, Reghaia.

[21] : Shailesh prasad, mémoire de fin d'étude, simulation of nitrogén liquefaction cycles.

[22] : N. REBAI « INSTITUT ALGERIEN DU PETROLE », Ecole de Boumerdès UFR : Gas, Refining and Petrochemistry. Initiation au simulateur HYSYS.

## Le résumé

Le but de ce travail est l'étude du procédé de liquéfaction et la séparation des gaz de l'air voire argon, oxygène et l'azote, en premiers lieu on va effectuer l'étude sans la présence d'Argon, et en suite à la présence de ce dernier. Le cycle de Linde cryogénique est appliqué à la liquéfaction des divers gaz industriels, tel que l'air.

Le travail suivant vise à simuler le cycle cryogénique de Linde à l'aide de l'outil HYSYS, et tous les résultats obtenus ont été satisfaisants.

**Les mots clés :** Air, cryogénie, cycle de Linde, liquéfaction et séparation.

## Abstract

The aim of this work is to study the process of liquefaction and the separation of gases from air, argon, oxygen and nitrogen, in the first place we will carry out the study without the presence of Argon, to the presence of the latter. The cryogenic Linde cycle is applied to the liquefaction of various industrial gases, such as air.

The following work aims to simulate the cryogenic cycle of Linde using the HYSYS tool, and all the results obtained have been satisfactory.

**Key words:** Air, cryogenics, Linde cycle, liquefaction and separation, HYSYS.

### الملخص :

الهدف من هذا العمل هو دراسة عملية تسييل وفصل الغازات من الهواء والأرجون والأكسجين والنيتروجين، في المقام الأول سوف نقوم بتنفيذ الدراسة دون وجود الأرجون، إلى وجود هذا الأخير. يتم تطبيق دورة LINDE المبردة على تسييل الغازات الصناعية المختلفة، مثل الهواء.

ويهدف العمل التالي لمحاكاة دورة LINDE المبردة باستخدام أداة HYSYS وكانت جميع النتائج التي تم الحصول عليها مرضية.

**الكلمات المفتاحية:** الهواء , المبردة، دورة LINDE، التسييل والفصل، HYSYS.



IV.5.1 La colonne de distillation

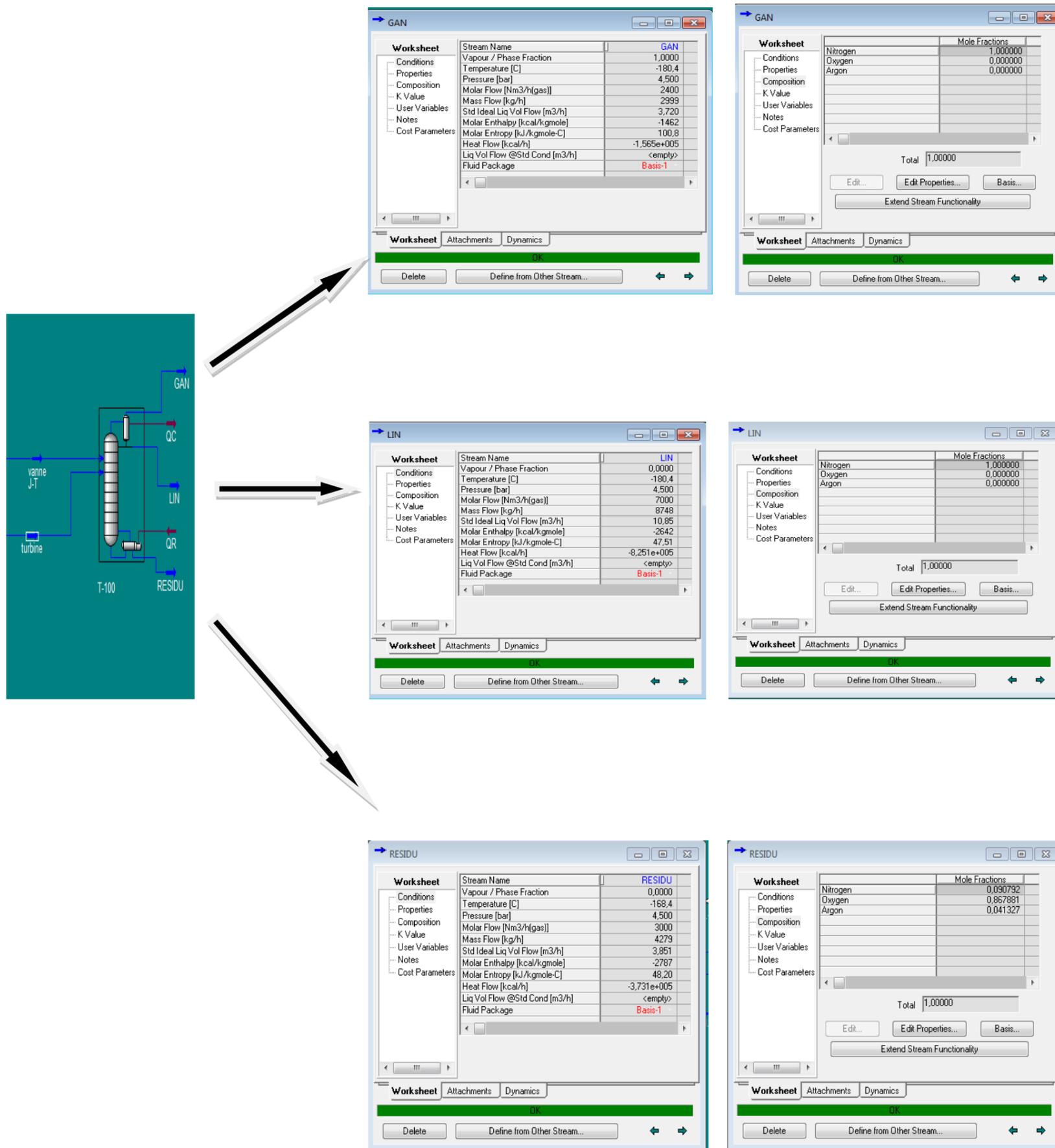


Figure VI.40 : la colonne de distillation (avec l'argon).

IV.4.14 La colonne de distillation



Figure IV.34 : la colonne de distillation (sans argon).