

**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  
En génie mécanique  
Option énergétique

### **THÈME**

**Etude et Simulation des Procédés Cryogéniques pour la  
Production des Gaz Néon et Hélium Liquides**

Par : **NOURINE Abderraouf** et **AKSAS Atmane**

Soutenu le 10 /07/2019

Devant le jury composé

Mr.HAMIMID.S	Université de Bouira	Président
Mr.BOUREGBI.L	Université de Bouira	Examineur
Mr.ABERKANE.S	Université de Bouira	Examineur
Mr. LEKHAL.R	Université de Bouira	Encadreur

# Remerciements

En premier lieu, nous tenons à remercier notre dieu, notre créateur qui nous a donné la force pour accomplir ce modeste travail.

Nous tenons à remercier chaleureusement et vivement notre encadreur Mr. R. Lekhal et Mr. A. Laouari pour leurs orientations fructueuses, leurs franchises, leurs conseils, pour leurs attentions au cours de ce travail.

Nous remercions également nos familles pour leurs conseils et encouragements.

Nos remerciements vont aussi aux messieurs les membres de jury pour avoir accepté d'examiner ce travail.

Nous remercions aussi l'ensemble de nos enseignants de faculté de science et science appliqué.

Nous remercions tous nos amis Malek, Yacine, Massi, Adel.

Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.

NOURINE Abderraouf

AKSAS Almane

# *Dédicaces*

*Nous dédions cet humble et modeste travail avec grand amour, sincérité et fierté :*

*À nos chers parents, sources de tendresse, de noblesse et*

*D'affectation*

*À nos chers professeurs en témoignage de la fraternité avec,*

*Nos souhaite de bonheur de santé et de succès.*

*Et à tous les membres de nos familles.*

*À tous nos amis, le staff administratif et pédagogique de la Faculté de science et science appliqué.*

*Et à tout qui compulse ce modeste travail.*

*Nourine Abderraouf*

*Aksas Almane*

## Résumé

Le but de ce travail est l'étude des procédés de liquéfaction des gaz cryogéniques ; des bilans thermodynamiques ont été établis en vue d'évaluer les performances de ces cycles cryogéniques (la fraction de gaz liquéfié, le travail consommé par kg de gaz comprimé et par kg de gaz liquéfié, le FOM). Une attention particulière a été accordée aux procédés cryogéniques relatifs à l'obtention des gaz liquéfiés comme le Néon et l'Hélium 4 qui sont considérés comme les éléments les plus froids en cryogénie étant donné leur très basse température d'ébullition. Ce travail a été réalisé à l'aide de l'outil HYSYS, qui nous a permis la simulation des cycles cryogéniques de Claude avec pré-refroidissement à l'azote liquide et celui de Collins respectivement pour la liquéfaction du Néon et de l'Hélium 4.

**Mot clé :** cryogénie, liquéfaction, cycle de Collins, cycle de Claude

## الملخص

الغرض من هذا العمل هو دراسة عمليات تسييل الغازات المبردة. تم إنشاء أرصدة ديناميكية حرارية لتقييم أداء هذه الدورات المبردة (جزء الغاز المسال، العمل المستهلك لكل كيلوغرام من الغاز المضغوط ولكل كيلوغرام من الغاز المسال، FOM) تم إيلاء اهتمام خاص للعمليات المبردة للحصول على الغازات المسالة مثل النيون والهيليوم 4، والتي تعتبر أكثر العناصر برودة في علم التبريد بسبب انخفاض درجة الغليان. تم تنفيذ هذا العمل باستخدام أداة HYSYS التي سمحت لنا بمحاكاة دورات كلود المبردة مع التبريد المسبق مع النيتروجين السائل ودورة كولينز على التوالي لتسييل النيون والهيليوم 4.

**كلمات مفتاحية:** دورة التبريد، التسييل، دورة كولينز، دورة كلود

## Abstract

The purpose of this work is the study of liquefaction processes of cryogenic gases; thermodynamic balances have been established to evaluate the performance of these cryogenic cycles (the fraction of liquefied gas, the work consumed per kg of compressed gas and per kg of liquefied gas, the FOM). Special attention has been paid to cryogenic processes for obtaining liquefied gases such as Neon and Helium 4, which are considered to be the coldest elements in cryogenics given their very low boiling point. This work was carried out using the HYSYS tool, which allowed us to simulate the cryogenic cycles of Claude with pre-cooling with liquid nitrogen and that of Collins respectively for the liquefaction of Neon and Helium 4.

**Keys words:** Cryogenics, liquefaction, Collins cycle, Claude cycle.

**Résumé**

**Remerciements**

**Dédicace**

**Nomenclature**

**Liste des figures**

**Liste des tableaux**

**Introduction générale**

## **Chapitre I : Généralité sur la cryogénie et les fluides cryogéniques**

I.1 Introduction.....	2
I.2 Historique .....	2
I.3 Définition de la Cryogénie .....	4
I.4 Domaine d'utilisation de la cryogénie .....	4
I.5 Fluides cryogéniques .....	5
I.5.1 L'air.....	5
I.5.1.1 Point d'ébullition de l'air.....	6
I.6 Composants de l'air .....	7
I.6.1 L'azote.....	7
I.6.2 L'oxygène.....	8
I.6.3 L'argon .....	8
I.6.4 L'hydrogène .....	9
I.6.5 Le Néon.....	10
I.6.5.1 Propriétés de néon .....	10
I.6.6 L'hélium .....	10
I.6.6.1 Propriétés d'hélium .....	11
I.7 Conclusion .....	13

## **Chapitre II : cycles cryogéniques**

II.1 Introduction .....	14
II.2 Comment réaliser la liquéfaction d'un gaz .....	14
II.3 Paramètre de performance d'un système de liquéfaction .....	15
II.4 Détente isenthalpique ou détente de Joule-Thomson .....	15

II.5 Détente isentropique .....	17
II.6 Cycles de Liquéfaction des gaz .....	19
II.6.1 Cycle idéal de liquéfaction d'un gaz.....	19
II.6.1.1 Le bilan énergétique sur le système .....	19
II.6.2 Cycle de liquéfaction de Linde .....	20
II.6.2.1 Bilan enthalpique.....	21
II.6.2.2 Expression de la pression mécanique dépensée .....	22
II.6.3 Cycle de liquéfaction de Linde avec pré-refroidissement.....	22
II.6.3.1 L'expression de taux de liquéfaction « Y ».....	23
II.6.3.2 L'expression de l'énergie dépensée par Kg de gaz comprimé.....	23
II.6.4 Cycle de Linde a détente étagée.....	24
II.6.4.1 L'expression de taux de liquéfaction « Y ».....	24
II.6.4.2 L'expression de l'énergie dépensée par kg de gaz comprimé.....	25
II.6.4.3 L'expression de l'énergie consommée par kg de gaz liquéfié .....	26
II.6.5 Cycle de liquéfaction de Claude .....	26
II.6.5.1 Bilan énergétique.....	27
II.6.6 Système de liquéfaction de KAPITZA .....	28
II.6.6.1 Bilan énergétique.....	29
II.7 Les éléments cryogéniques mis en jeu .....	30
II.7.1 Station de compression .....	30
II.7.2 Echangeurs de chaleur .....	30
II.7.3 Turbine.....	31
II.7.4 La vanne de Joule-Thomson .....	32
II.8 Influences des rendements des composants de système sur les performances de liquéfaction .....	33
II.8.1 Rendement global de compresseur « $\eta_g, c$ » .....	33
II.8.2 Rendement global de détendeur (Turbine-Expander).....	34
II.8.3 L'efficacité de l'échangeur de chaleur.....	35
II.8.4 Influence de l'isolation extérieure des échangeurs de chaleur.....	36
II.9 Conclusion .....	37

## **Chapitre III : Système de liquéfaction pour l'Hélium, Néon et l'Hydrogène**

III.1 Introduction .....	38
--------------------------	----

III.2 Système de liquéfaction pour le Néon, l'Hydrogène et l'Hélium .....	38
III.3 Système de Claude pour l'hydrogène ou le néon .....	41
III.4 Système de Collins pour liquéfaction de l'hélium .....	43
III.5 Système de liquéfaction d'hydrogène frigorifié par hélium .....	45
III.6 Conclusion.....	47

## **Chapitre IV : Simulation avec Aspen HYSYS**

IV.1 Introduction.....	48
IV.2 Simulation .....	48
IV.3 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs .....	48
IV.4 Aspen HYSYS .....	49
IV.5 Présentation d'Aspen HYSYS .....	49
IV.5.1 Concepts de base du simulateur HYSYS .....	49
IV.5.2 Enivrement de simulation.....	51
IV.6 Etapes d'utilisation du logiciel HYSYS.....	51
IV.7 Equipements nécessaires.....	51
IV.7.1 Mixeur .....	52
IV.7.2 Compresseur.....	53
IV.7.3 Turbine .....	53
IV.7.4 Echangeur de chaleur .....	54
IV.7.5 Vanne de Joule-Thomson « J-T ».....	54
IV.7.6 Séparateur.....	54
IV.7.7 Recycleur.....	55
IV.8 Simulation des cycles de liquéfaction Collins et Claude avec pré-refroidissement .....	55
IV.8.1 Simulation de cycle de Claude avec pré-refroidissement par l'azote pour liquéfie le Néon.....	55
IV.8.1.1 Les paramètres d'entrée et de sortie donnée.....	56
IV.8.1.2 Calcul des paramètres de performance du Néon cycle de Claude avec pré-refroidissement.....	58
IV.8.1.3 Variation de flux de chaleur autour des échangeurs de chaleur .....	60
IV.8.2 Simulation de cycle de Collins pour la liquéfaction de l'Hélium .....	63
IV.8.2.1 Paramètres d'entrée et de sortie donnée .....	63
IV.8.2.2 Calcul des paramètres de performance de l'hélium cycle de Collins.....	67
IV.8.2.3 Variation des flux de chaleur autour d'échangeurs de chaleur.....	70

IV.8.2.4 Influence de l'efficacité des échangeurs de chaleur « E » sur la fraction de gaz liquéfiée « y ».....	73
IV.9 Discussion de résultat de la simulation et interprétation.....	76
IV.10 Conclusion .....	76

**Conclusion générale**

**Bibliographies**

**Annexe**



## Liste des figures

<b>Figure I.1 :</b> Différentes étapes vers les basses températures.....	3
<b>Figure I.2:</b> points d'ébullition des gaz de l'air.....	7
<b>Figure I.3:</b> Les deux entreprises européennes Linde et Air liquide.....	11
<b>Figure I.4:</b> diagramme de phase de l'hélium.....	12
<b>Figure II.1:</b> Diagramme (T, P) d'un gaz parfait pour $H=cst$ .....	16
<b>Figure II.2:</b> Diagramme (T, P) pour un gaz réel.....	17
<b>Figure II.3:</b> Courbe d'inversion.....	17
<b>Figure II.4:</b> Cycle idéal de liquéfaction d'un gaz.....	19
<b>Figure II.5:</b> Cycle de liquéfaction de Linde.....	21
<b>Figure II.6:</b> Cycle de liquéfaction de Linde avec pré-refroidissement.....	23
<b>Figure II.7:</b> Cycle de Linde a détente étagée.....	24
<b>Figure II.8:</b> Cycle de liquéfaction de CLAUDE.....	26
<b>Figure II.9:</b> Cycle de liquéfaction de Kapitza.....	28
<b>Figure II.10:</b> schéma principe d'un compresseur.....	30
<b>Figure II.11:</b> Echangeur de chaleur.....	31
<b>Figure II. 12:</b> schéma principe d'une turbine.....	32
<b>Figure II. 13:</b> vanne de Joule-Thomson.....	33
<b>Figure III. 1:</b> cycle de Linde-Hampson.....	40
<b>Figure III. 2:</b> système de Claude avec pré-refroidissement pour l'hydrogène ou néon.....	42
<b>Figure III. 3 :</b> Système de Collins pour la liquéfaction l'Hélium.....	44
<b>Figure III. 4 :</b> Système de liquéfaction d'hydrogène frigorifié par hélium.....	46
<b>Figure IV. 1:</b> Interface HYSYS montrant quelques vocabulaires qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle.....	49
<b>Figure IV. 2:</b> Installation d'un mixeur dans HYSYS.....	52
<b>Figure IV. 3:</b> Installation d'un compresseur.....	53
<b>Figure IV. 4:</b> Installation d'un compresseur.....	53
<b>Figure IV. 5:</b> Echangeur de chaleur LNG dans HYSYS.....	54
<b>Figure IV. 6:</b> Installation d'une vanne.....	54
<b>Figure IV. 7:</b> Installation d'un séparateur.....	55
<b>Figure IV. 8:</b> Installation d'un Recycleur.....	55
<b>Figure IV. 9:</b> PFD du cycle de Claude avec pré-refroidissement pour la liquéfaction de Néon.....	57
<b>Figure IV. 10:</b> Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC1 (fluide chaud Ne, fluide froid LN2).....	61

<b>Figure IV. 11:</b> Diagramme de flux de chaleur en fonction de température EC2 (LN2 fluide froid, Ne fluide chaud). .....	61
<b>Figure IV. 12 :</b> Diagramme flux de chaleur en fonction de température EC3.....	62
<b>Figure IV. 13:</b> Diagramme flux de chaleur en fonction de température EC4.....	62
<b>Figure IV. 14 :</b> Diagramme flux de chaleur en fonction de température EC5.....	63
<b>Figure IV. 15:</b> PFD de cycle de Collins pour la liquéfaction de l'Hélium. ....	65
<b>Figure IV. 16:</b> Diagramme de la variation de la fraction y en fonction de la température $T_8$ . 70	
<b>Figure IV. 17:</b> Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC1. ....	71
<b>Figure IV. 18:</b> Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC2. ....	71
<b>Figure IV. 19 :</b> Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC3. ....	72
<b>Figure IV. 20:</b> Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC4. ....	72
<b>Figure IV. 21:</b> Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC5. ....	73
<b>Figure IV. 22:</b> Variation de la fraction y en fonction de E avec la variation de X1. ....	74
<b>Figure IV. 23:</b> La variation de fraction y en fonction d'efficacité E avec la variation de X2. 75	

## Liste des tableaux

<b>Tableau I. 1:</b> Propriétés de quelques cryo-fluides. ....	5
<b>Tableau I. 2:</b> Les composants de l'air. ....	5
<b>Tableau I. 3:</b> Les propriétés de l'azote. ....	7
<b>Tableau I. 4:</b> Propriété de l'oxygène. ....	8
<b>Tableau I. 5:</b> Les propriétés de l'argon. ....	9
<b>Tableau I. 6:</b> Les propriétés de l'hydrogène. ....	9
<b>Tableau I. 7:</b> Principales propriétés thermodynamique de l'hélium 4. ....	12
<b>Tableau IV.1 :</b> Résultats obtenue de simulation par Aspen HYSYS (Claude). ....	58
<b>Tableau IV.2 :</b> Propriétés de néon pour le processus de Claude. ....	59
<b>Tableau IV.3:</b> Résultats obtenue de simulation par Aspen HYSYS (Collins). ....	67
<b>Tableau IV.4:</b> Propriétés d'Hélium pour le processus de Collins. ....	67
<b>Tableau IV.5:</b> Influence de température T8 sur la variation de la fraction y. ....	69

## Nomenclatures

Symbole	Désignation	Unité
$C_p$	La chaleur spécifique du gaz a pression constante	[kJ/K.kg]
$W_p$	Coefficient de performance	-
$E_c$	Efficacité critique	-
$E_p$	Energie potentiel	[kJ]
<b>FOM</b>	Le rendement thermodynamique	-
$h$	Enthalpie spécifique	[kJ/kg]
$h_g$	Enthalpie spécifique de gaz	[kJ/kg]
$h_l$	Enthalpie spécifique de liquide	[kJ/kg]
$h_e$		[kJ/kg]
<b>H</b>	Enthalpie	[kj]
$m$	La masse totale du gaz	[kg]
$m_f$	La masse du gaz liquéfié.	[kg]
$m_e$	La masse du gaz passant par l'expandeur	[kg]
<b>M</b>	La masse molaire du gaz	[kg/mol]
<b>P</b>	Pression	[bar]
$P_c$	Pression critique	[bar]
<b>T</b>	Température	[k]
$T_c$	Température critique	[k]
<b>R</b>	La constante des gaz parfait	[kJ/k.kmol]
$\eta_{c,T} = cst$	Le rendement isotherme de compresseur	-
$R_e$	Le rendement de l'échangeur	-
$\dot{W}_{net}$	Le travail nécessaire par unité de masse du gaz comprimé.	[kJ/kg]
$\dot{w}/\dot{m}_l$	Le travail nécessaire par unité de masse du gaz liquéfié.	[kJ/kg]
<b>Y</b>	La fraction de la masse du gaz liquéfié par la masse totale.	-
<b>X</b>	La fraction de la masse du gaz passant par la turbine par la masse total	-
$\eta_{g,c}$	Le rendement global de compresseur	-
$\eta_{mc}$	Le rendement mécanique	-
<b>S</b>	L'entropie	[kJ/K.kg]
$\eta_{g,t}$	Le rendement global de la turbine	-
<b>E</b>	L'efficacité	-
$\dot{Q}$	Le Flux de chaleur	[kJ/K.kg]
$\dot{m}$	Le débit massique	[kg/S]
$\dot{m}_e$	Le débit massique à la sortie de la turbine	[kg/S]
$\dot{m}_l$	Le débit massique à la sortie liquide	[kg/S]
$Q_f$	La chaleur fournie au fluide par le frottement	[kJ/S]
$W_{comp}$	Energie de compression reçue par le gaz	[kJ/S]
$W_i$	Energie fournie par la Machine au gaz	[kJ/S]
<b>V</b>	Le volume	$m^3$
<b>K</b>	Coefficient isentropique caractéristique du gaz.	-

<b><math>h_{\text{réf}}</math></b>	L'enthalpie de référence	
<b><math>h_{\text{absl}}</math></b>	L'enthalpie absolue	
<b><math>H_{\text{rel}}</math></b>	L'enthalpie relative	

## Nomenclatures

Symbole	Désignation	Unité
$C_p$	La chaleur spécifique du gaz a pression constante	[kJ/K.kg]
$W_p$	Coefficient de performance	-
$E_c$	Efficacité critique	-
$E_p$	Energie potentiel	[kJ]
<b>FOM</b>	Le rendement thermodynamique	-
$h$	Enthalpie spécifique	[kJ/kg]
$h_g$	Enthalpie spécifique de gaz	[kJ/kg]
$h_l$	Enthalpie spécifique de liquide	[kJ/kg]
$h_e$		[kJ/kg]
<b>H</b>	Enthalpie	[kj]
$m$	La masse totale du gaz	[kg]
$m_f$	La masse du gaz liquéfié.	[kg]
$m_e$	La masse du gaz passant par l'expandeur	[kg]
<b>M</b>	La masse molaire du gaz	[kg/mol]
<b>P</b>	Pression	[bar]
$P_c$	Pression critique	[bar]
<b>T</b>	Température	[k]
$T_c$	Température critique	[k]
<b>R</b>	La constante des gaz parfait	[kJ/k.kmol]
$\eta_{c,T} = cst$	Le rendement isotherme de compresseur	-
$R_e$	Le rendement de l'échangeur	-
$\dot{W}_{net}$	Le travail nécessaire par unité de masse du gaz comprimé.	[kJ/kg]
$\dot{w}/\dot{m}_l$	Le travail nécessaire par unité de masse du gaz liquéfié.	[kJ/kg]
<b>Y</b>	La fraction de la masse du gaz liquéfié par la masse totale.	-
<b>X</b>	La fraction de la masse du gaz passant par la turbine par la masse total	-
$\eta_{g,c}$	Le rendement global de compresseur	-
$\eta_{mc}$	Le rendement mécanique	-
<b>S</b>	L'entropie	[kJ/K.kg]
$\eta_{g,t}$	Le rendement global de la turbine	-
<b>E</b>	L'efficacité	-
$\dot{Q}$	Le Flux de chaleur	[kJ/K.kg]
$\dot{m}$	Le débit massique	[kg/S]
$\dot{m}_e$	Le débit massique à la sortie de la turbine	[kg/S]
$\dot{m}_l$	Le débit massique à la sortie liquide	[kg/S]
$Q_f$	La chaleur fournie au fluide par le frottement	[kJ/S]
$W_{comp}$	Energie de compression reçue par le gaz	[kJ/S]
$W_i$	Energie fournie par la Machine au gaz	[kJ/S]
<b>V</b>	Le volume	$m^3$
<b>K</b>	Coefficient isentropique caractéristique du gaz.	-

<b><math>h_{\text{réf}}</math></b>	L'enthalpie de référence	
<b><math>h_{\text{absl}}</math></b>	L'enthalpie absolue	
<b><math>H_{\text{rel}}</math></b>	L'enthalpie relative	

**INTRODUCTION**

**GÉNÉRALE**



Les gaz qui ne peuvent être liquéfiés à température ambiante par seule augmentation de la pression, sont appelés cryogéniques. Le mot cryogénie signifie littéralement production de froid glacial, mais aujourd'hui, il est synonyme de basses températures.

La cryogénie est l'art de l'obtention des très basses températures (inférieure à  $-150^{\circ}\text{C}$ ), c'est le domaine de l'ingénierie qui s'intéresse aux procédés de réfrigération à très basses températures. Bon nombre de ces procédés concernent la liquéfaction des gaz dits permanents, comme l'air, l'hydrogène, l'hélium, le gaz naturel,...

Ces techniques, sont utilisées pour les liquides cryogéniques tels que : l'hélium ( $\text{TLHe} = -269^{\circ}\text{C}$ ), néon ( $\text{TLNe} = -246^{\circ}\text{C}$ ), l'hydrogène ( $\text{TLH}_2 = -253^{\circ}\text{C}$ ), l'azote ( $\text{TLN}_2 = -196^{\circ}\text{C}$ ), l'argon ( $\text{TLAr} = -187^{\circ}\text{C}$ ), l'oxygène ( $\text{TLO}_2 = -183^{\circ}\text{C}$ ) et le GNL ( $\text{TLGN} = -161^{\circ}\text{C}$ ).[1]

La liquéfaction des gaz est un procédé important dans l'industrie et ce principalement pour la production des gaz purs (distillation fractionnée) et pour l'emploi de ces gaz dans divers domaines : biomédical, agroalimentaire, industrie pétrolière et gazière, spatial,... Elle permet aussi le stockage et le transport des gaz dans des récipients de faible volume.

Parmi les procédés de liquéfaction des gaz cryogéniques, une attention particulière est accordée au Néon et à l'hélium. Ces gaz présentent des cycles de liquéfaction cryogénique très particuliers.

L'objectif de notre travail est de faire une étude générale et une simulation, à l'aide du logiciel Aspen HYSYS, des cycles cryogéniques pour liquéfier le Néon et l'Hélium 4.

Le premier chapitre de ce mémoire est consacré à des généralités sur la cryogénie et les fluides cryogéniques.

Le deuxième chapitre traite des cycles cryogéniques et des équipements utilisés dans ces procédés de liquéfaction en général complétés par les procédés de liquéfaction spécifiques concernant le Néon, l'hydrogène et l'hélium 4 au chapitre III.

Le dernier chapitre est réservé à la simulation via le logiciel Aspen HYSYS des cycles de Claude avec pré-refroidissement à l'azote liquide pour la liquéfaction du Néon et du cycle de Collins pour la liquéfaction de l'hélium 4.

On termine ce travail par une conclusion générale.

# CHAPITRE I

## I.1 Introduction

La difficulté thermodynamique d'accéder aux basses températures a conduit les cryogénistes à développer des techniques d'isolation thermique et des procédés efficaces ; qui permet de liquéfier plusieurs gaz.

Dans ce chapitre on définira la cryogénie et leurs utilisations, et on parle de quelques fluides cryogéniques.

## I.2 Historique [2]

La cryogénie, science et technologie des températures inférieures à 120K, a entamé son deuxième siècle d'existence elle est le résultat d'une conjonction historique du progrès scientifique.

L'histoire de la séparation d'air est commencée en 1877, à l'échelle de la recherche et au niveau du laboratoire la première liquéfaction de l'air par L.Cailletet et R.Pictet. En 1883, la première séparation de l'oxygène et de l'azote (K.Olszewski et S.Wroblewski), furent rapidement suivies par la liquéfaction de l'hydrogène, par l'invention d'un réservoir isolé sous vide avec écran de rayonnement en 1898 (J.Dewar). Ensuite, H.Kamerlingh Onnes fait la première liquéfaction de l'hélium en 1908, qui ouvrit la voie de la recherche sur la matière condensée aux basses températures. En 1895 la première liquéfaction de l'air au monde dans des unités pilotes et aussi leurs première production et commercialisation.

La première usine de séparation de l'air fut née en 1904, depuis cette date une série d'évolution a été remarquée jusqu'à en 1984 la plus grande usine de séparation d'air au monde sise à VAROX avec l'ajustement variable de demande de l'oxygène. L'année 1991 la plus grande usine de séparation de l'air du monde avec les colonnes emballées. En 1992 les usines de séparation d'air produisent les méga purs gaz, et 1997 Linde fait une nouvelle et importante étape dans l'histoire de séparation d'air.

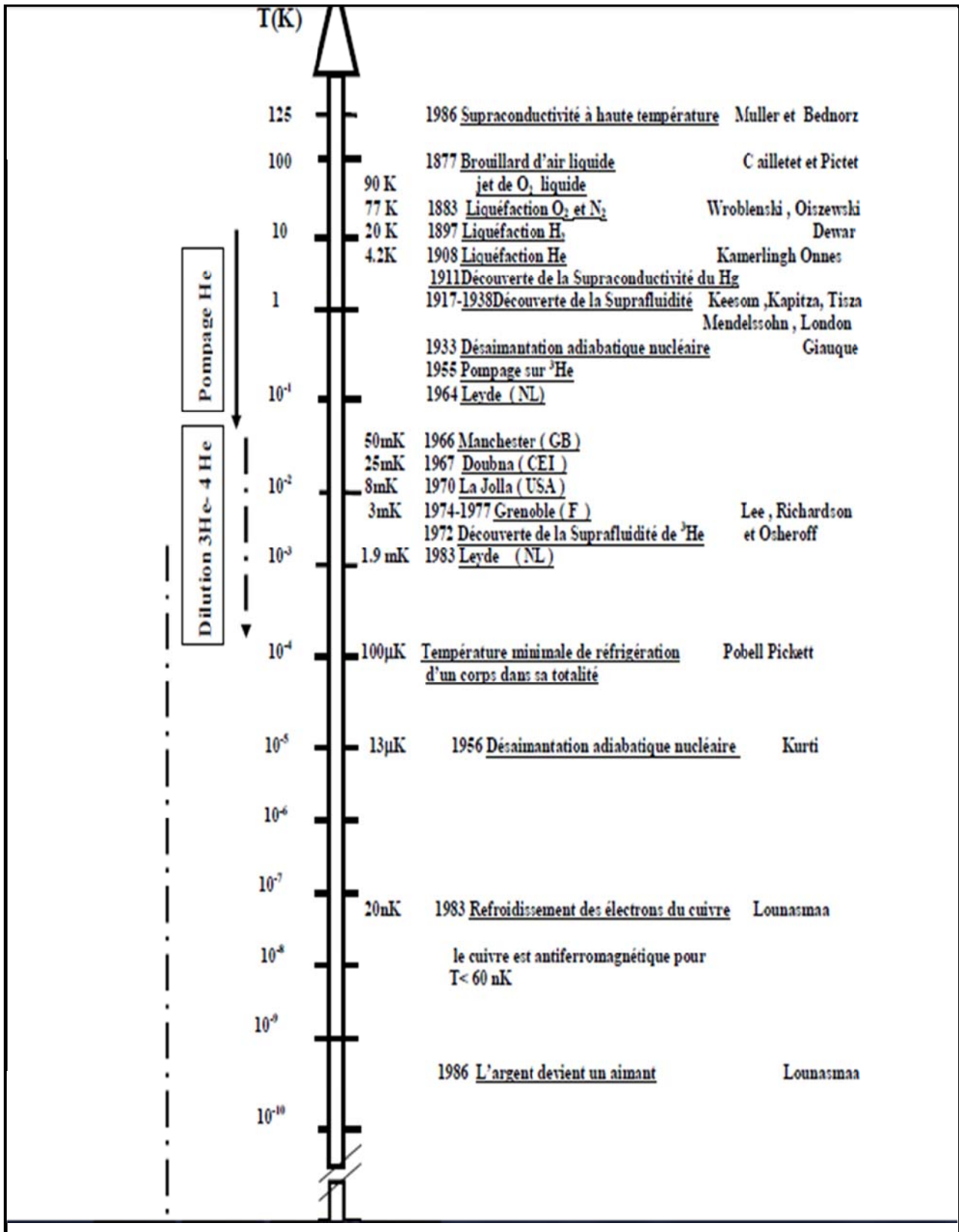


Figure I.1 : Différentes étapes vers les basses températures.

### I.3 Définition de la Cryogénie [3]

Le mot cryogénie vient du grec et signifie « la production de froid glacial ». La science et technologie permettant de produire un environnement à basse température sont généralement appelées cryogénie.

La cryogénie, science et technologie de températures inférieures à 120K, a entamé son deuxième siècle d'existence, dans le but de comprendre les phénomènes physique qui s'y manifestent. La limite de  $-153,15\text{ °C}$  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.

### I.4 Domaine d'utilisation de la cryogénie [4]

Les domaines de la cryogénie sont multiples. Les basses températures rencontrées en cryogénie peuvent être utilisée en recherche fondamentale pour :

- Les sciences physiques étudient des phénomènes spécifiques des basses températures sou qui exigent d'y travailler : supraconductivité, physique nucléaire, magnétisme, technique des gyroscopes de haute précision, électronique appliquée, l'imagerie médicale,...
- La biologie utilise le froid pour conserver divers produits, pour la préparation de produits pharmaceutiques et pour de nombreuses autres opérations.
- La médecine et la chirurgie emploient depuis longtemps des produits de base préparés grâce à la cryogénie : oxygène, protoxyde d'azote, plasma sanguin,...
- L'industrie chimique fait un usage croissant de l'oxygène pour les réactions et surtout de l'azote pour l'inertwage 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.
- les moteurs à réactions (utilisés pour la propulsion spatiale), l'oxygène et l'hydrogène liquides ( $\text{LO}_2$ ,  $\text{LH}_2$ ) assurent la propulsion.
- Les liquides cryogéniques usuels tels que l'oxygène et l'azote et les gaz rares de l'air sont employés dans la sidérurgie et la métallurgie (notamment argon et hélium utilisé pour la soudure).

## I.5 Fluides cryogéniques

Les liquides cryogéniques sont des gaz liquéfiés conservés à l'état liquide à basse température, tous les liquides cryogéniques sont extrêmement froids. Les points d'ébullition des liquides cryogéniques sont inférieurs à  $-150^{\circ}\text{C}$ .

**Tableau I.1** : Propriétés de quelques cryo-fluides.

Propriétés de quelques fluides		He3	He4	H2	D2	Ne	N2	O2	Ar	CH4	H2O
Température d'ébullition à p normale ( $1.013 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ ) (K) = Téb -		3.2	4.2	20.4	23.6	27.1	77.3	90.2	87.3	111.7	373.15
POINT TRIPLE	Tt en K	-	-	13.95	18.70	24.50	63.14	54.40	84.00	90.70	273.16
	Pt en hPa	-	-	72	170	424	125	2	670	116	6
POINT CRITIQUE	Tc en K	3.33	5.20	33.20	38.30	44.40	126.10	154.40	150.80	191.00	647.14
	Pc en $10^6 \text{ Pa}$	1.16	2.23	12.80	16.50	26.60	33.10	49.50	47.70	45.80	220.60
Volume de gaz provenant de l'évaporation d'1 litre de liquide	à Téb et pnormale (l)	2.5	7.3	54.6l	70.0	127.0	180.0	260.0	240.0	250.0	
	à T et p normale (l)	455	700	790	900	1355	646	798	784	595	
Chaleur latente L de vaporisation à Téb et p normale (kJ/kg)		8.2	21	452	305	86	199	213	157	510	2250
Enthalpie sensible entre Téb et 300 K (kJ/kg)		2080	1550	3800	2048	280	233	193	112	402	
Taux d'évaporation (Wh/l) = nombre de watts à déposer pour vaporiser 1 litre en 1 heure		0.14	0.7	9.0	13.6	29	45	68	61	60	624
Capacité calorifique à pression constante (J/kg.K) à $0^{\circ}\text{C}$ et 1 bar		-	5.20	14.05	-	1.03	1.038	0.909	0.52	2.19	1.842 (à $100^{\circ}\text{C}$ )
Conductibilité thermique du gaz à Téb (mW/m.K)		-	10	15	< 40	8	7.6	9	8	8.7	22
Conductibilité thermique du gaz à p normale et 300 K (mW/m.K)		-	152	181	137	50	26	27	18	31	
Masse volumique du liquide à p normale (kg/m <sup>3</sup> )		59	125	71	161	1210	810	1140	1400	425	998
Masse volumique de la vapeur saturante à p normale (kg/m <sup>3</sup> )		24	17	1.3	2.3	9.5	4.5	4.4	5.8	1.7	0.77
Masse volumique du gaz à p et T normales (kg/m <sup>3</sup> )		0.13	0.18	0.09	0.18	0.9	1.25	1.43	1.8	0.55	
Viscosité du liquide à Téb ( $\mu\text{Pa.s}$ )		2	3.6	13	16.2	125	160	190	260	120	278
Viscosité du gaz à Téb ( $\mu\text{Pa.s}$ )		1.2	1	1	1.5	4.5	5	7	8	4.4	12.5
Viscosité du gaz à Tambiante ( $\mu\text{Pa.s}$ )		-	20	9	13	30	17	20	22	11	-
Permittivité du liquide		-	1.05	1.23	1.27	1.19	1.44	1.48	1.54	1.68	19 80

### I.5.1 L'air [5]

Le terme « air » désigne le fluide gazeux, incolore, inodore et invisible qui constitue l'atmosphère terrestre. L'air est un mélange de différents corps purs dans l'état gazeux, il est composé de 78% de diazote, 21% de dioxygène, 0,1% de dioxyde de carbone et environ 1% d'argon et composé aussi des traces de néon, de krypton, de xénon et d'hélium.

Tableau I.2 : les composants de l'air.

Constituants	Symbole	Volume en %
Azote	N	78,09
Oxygène	O	20 ,93
Hydrogène	H	0,01
Dioxyde de carbone	CO <sub>2</sub>	0,035
Argon	Ar	0,933
Néon	Ne	0,0013
Xénon	Xe	0,0001
Krypton	Kr	0,0001
Hélium	He	0,0005

### I.5.1.1 Point d'ébullition de l'air

Les points d'ébullition des composants de l'air sont mesurés à pression atmosphérique et il faut noter que les points d'ébullitions changent de pression. La balance de kelvin est zéro, au point zéro absolu, qui est la plus basse température qui peut exister dans l'univers. Les unités de kelvin sont employées couramment dans la science et la technologie cryogéniques car elles sont beaucoup plus pratiques. On peut voir facilement les différentes températures (chaudes et froides) dans la figure suivante :

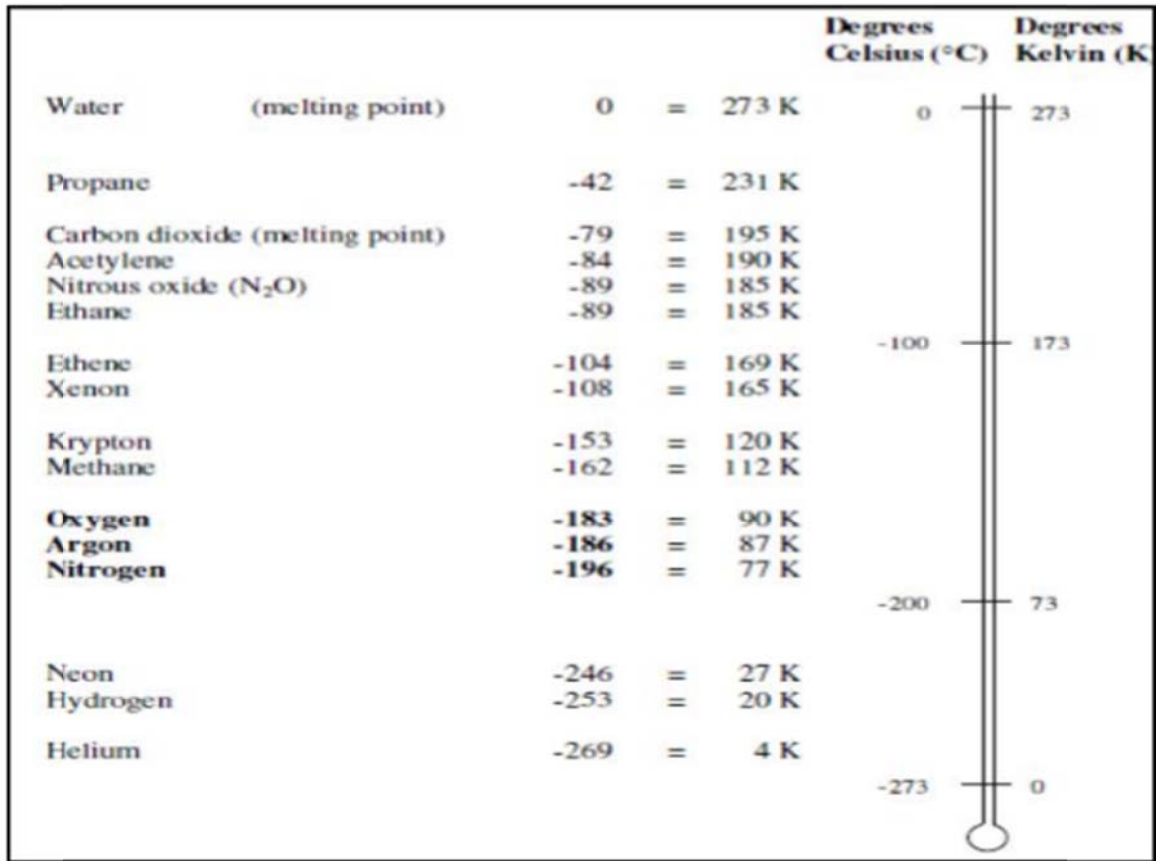


Figure I.2 : points d'ébullition des gaz de l'air.

## I.6 Composants de l'air

### I.6.1 L'azote

L'azote est un gaz incolore, sans odeur sans saveur et ininflammable, dans les conditions ordinaires 15°C et 1 bar. C'est le composant principal de l'air, est symbolisé par N.

A la pression atmosphérique, pour des températures à -196°C, c'est un liquide incolore un peu plus léger que l'eau. L'azote ne peut entraîner ni la respiration, ni la combustion, mais joue un rôle essentiel en tant qu'élément de la matière.

L'azote est livré soit gazeux sous pression dans des bouteilles, soit liquide à basse température sous sa propre pression de vapeur saturante.

Les propriétés de l'azote sont représenté dans le tableau suivant :



Tableau I.3 : les propriétés de l'azote.

<b>Formule chimique</b>	N <sub>2</sub>
<b>Numéro atomique Z</b>	7
<b>Masse molaire (g/mole)</b>	28.0134
<b>Point d'ébullition (°C)</b>	-196
<b>Point de congélation (°C)</b>	-210
<b>Point critique</b>	-146.95 °C à 34.00 bar

### I.6.2 L'oxygène

L'oxygène **O** est un gaz dans les conditions ordinaires 15°C et 1 bar, il est incolore, sans odeur et sans saveur. A la pression atmosphérique pour des températures à -183°C, c'est un liquide bleu pâle et un gaz très réactif, corrosif qui se combine directement à la plupart des éléments pour former des oxyde.

Le tableau suivant présenté quelques propriétés de l'oxygène :

Tableau I.4 : Propriété de l'oxygène.

<b>Formule chimique</b>	O <sub>2</sub>
<b>Numéro atomique Z</b>	8
<b>Masse molaire (g/mole)</b>	31.9987
<b>Point d'ébullition (°C)</b>	-183
<b>Point de congélation (°C)</b>	-219
<b>Point critique</b>	-118.57°C à 50.43 bar

### I.6.3 L'argon

L'argon est un gaz rares, incolore et inodore situé dans la dernière colonne du tableau périodique des éléments. Il donc chimiquement inerte. Ceci signifie qu'il ne peut subir aucune transformation chimique, de symbole Ar.

Tableau I.5 : Les propriétés de l'argon.

Formule chimique	Ar
Numéro atomique Z	18
Point triple [°C]	-189,3442
Point d'ébullition [°C]	-185.7
Point de fusion [°C]	-189,2
température critique [°C]	-122.3

### I.6.4 L'hydrogène [6]

Première élément dans le tableau périodique de symbole H. Dans les conditions normales c'est un gaz sans couleur, inodore et très léger. L'atome d'hydrogène, est constitué par un noyau avec une unité de charge positive et d'un électron. C'est un des composés principaux de l'eau et de toute la matière organique, et il largement étendu non seulement dans la terre mais également dans l'univers entier. Il y a trois isotopes d'hydrogène :

- **Le protium** de masse 1, trouvé dans plus de 99.98% de l'élément normal.
- **Le deutérium** de masse 2, trouvé dans la nature à approximativement 2%.
- **Le tritium** de masse 3, qui apparait en petit quantité dans la nature.

Il peut aussi être artificiellement produit par diverse réaction nucléaires. la fusion de noyaux d'hydrogène libère une énergie considérable.

L'hydrogène est stocké sous forme liquide à  $-253^{\circ}\text{C}$ , dans un réservoir à double paroi, espacée par du vide. Ceci pour éviter les pertes thermiques par convection. Ce réservoir est en acier mais, actuellement, on tente d'utiliser des matériaux composites.

Tableau I.6 : les propriétés de l'hydrogène.

Formule chimique	H <sub>2</sub>
Numéro atomique Z	1
Point triple	-259,3467°C à 7,205kPa
Point de fusion [°C]	-259,14
Point d'ébullition [°C]	-252,87
Point critique	-239,95 °C à 13,0 bar

## I.6.5 Le Néon

Le néon est un gaz de l'air atmosphérique. Il représente 0,0013 % du volume total de l'atmosphère terrestre. Il appartient au groupe des gaz rares, avec l'argon, l'hélium, le krypton et le xénon. De formule **Ne**, c'est un gaz inerte et incolore comme le di-azote  $N_2$ , est le deuxième gaz noble le plus léger.

Le néon possède trois isotopes stables,  $^{20}\text{Ne}$ ,  $^{21}\text{Ne}$  et  $^{22}\text{Ne}$ , et une masse atomique standard de 20,1797.

### I.6.5.1 Propriétés de néon

Le néon est un gaz incolore, inodore, inerte et ininflammable. Il donne une lueur rougeâtre distinctive lorsqu'il est utilisé dans les tubes à vide et les lampes néon.

Il est largement utilisé dans certaines applications industrielles, car c'est un réfrigérant moins cher que l'hélium, et il possède 40 fois sa capacité cryogénique.

Il se liquéfie vers  $-246^\circ\text{C}$  à 1,013 bar. Le point d'ébullition du néon liquide se situe vers  $-246,1^\circ\text{C}$  et le point de fusion du néon solide est à  $-249^\circ\text{C}$  sous 1 atmosphère.

Le point triple se situe vers  $T = -248,6^\circ\text{C}$  (24,55K) et  $P = 4,34 \cdot 10^{-8}$  mbar, il se trouve donc largement inférieur à la pression atmosphérique (normale) 1,013 bar, et le néon liquide et solide ne peuvent ainsi exister aux pressions et températures « classique » sur terre. Et le point critique se trouve à  $P_c = 27,56$  bar et  $T_c = -228,8^\circ\text{C}$  (44,35 K).

## I.6.6 L'hélium [7]

L'hélium est un gaz rare, incolore, inodore, non toxique et pratiquement inerte (il peut cependant mortel, en remplaçant tout l'oxygène dans les poumons). Son symbole chimique est **He**, est dans la majorité des cas formé de deux protons, deux neutrons et de un ou deux électrons. L'hélium est après l'hydrogène le deuxième élément le plus abondant de l'univers, et le plus léger gaz noble du tableau périodique.

L'hélium est le gaz utilisé comme cryogène pour obtenir les températures dont nous avons besoin ; sa température d'évaporation à pression atmosphérique est parmi les plus basses existantes. On connaît 7 isotopes de l'hélium mais seuls les isotopes hélium3 et hélium4 sont stables. Ces isotopes sont notamment utilisés pour la cryogénie. L'hélium est le seul liquide capable de refroidir des équipements en dessous de 5 K de manière efficace.

Deux entreprises européennes, **Air Liquide** et **Linde**, dominent le marché de la liquéfaction d'hélium.

Il existe deux isotopes stables de l'hélium :

- **L'hélium 4** (stable avec deux neutrons) présent dans notre atmosphère et dans le gaz naturel est abondamment utilisé en cryogénie pour obtenir des températures de l'ordre de quelques kelvins. L'hélium 4 se liquéfie à 4.2K à pression atmosphérique. Dans les étoiles est produit par la fusion d'hydrogène et sur terre, est un des produits de la fusion de l'uranium et du Thorium ou plus généralement, de la radioactivité  $\alpha$ .
- **L'hélium 3** (stable avec un seul neutron) très rare sur terre peut être produit par la désintégration du tritium, il est revanche très abondant sur terre. La température d'ébullition est de 3,2K, c'est le plus bas point d'ébullition dans les fluides cryogéniques.



**Figure I.3** : Les deux entreprises européennes Linde et Air liquide.

### I.6.6.1 Propriétés d'hélium [8]

Les éléments peuvent être solide, gazeux ou liquide, leur diagramme de phase comporte alors un point triple ou ces trois états coexistent. L'Hélium n'a pas de point triple mais possède une propriété particulière, car il comporte un 4<sup>ème</sup> état physique appelle « l'état superfluide ». La phase liquide se divise ainsi en deux parties aux alentours de 2,2 K par une ligne appelée ligne lambda( $\lambda$ ). L'hélium liquide classique (He I) et l'hélium superfluide (He II). L'hélium possède un point entre l'hélium liquide classique, l'hélium superfluide et l'hélium gazeux ( $T_{\lambda}=2,172$  K et  $P_{\lambda}=5039$  Pa).

Tableau I.7: Principales propriétés thermodynamique de l'hélium 4.

Température d'ébullition normale [K]	4.2
Température critique [K]	5.2
Pression critique [bar]	2.3
Température au point lambda (K)	2.18
Pression au point lambda (kPa)	5.04
Densité liquide à pression ambiante ( $\text{kg/m}^3$ )	125
Densité gaz à pression ambiante ( $\text{kg/m}^3$ )	16.7
Densité normale ( $\text{kg/m}^3$ )	0.18

L'état superfluide est une phase de matière caractérisée par des propriétés de transport unique. Une des principales caractéristiques est que la viscosité d'un superfluide est pratiquement nulle dans certaines expériences, ce qui permet de s'écouler à travers des canaux extrêmement fins sans chute de pression. L'autre aspect du superfluide est qu'il transporte de la chaleur extrêmement bien, avec une forte valeur de la conductivité thermique, et utilisé dans les réfrigérateurs cryogéniques.

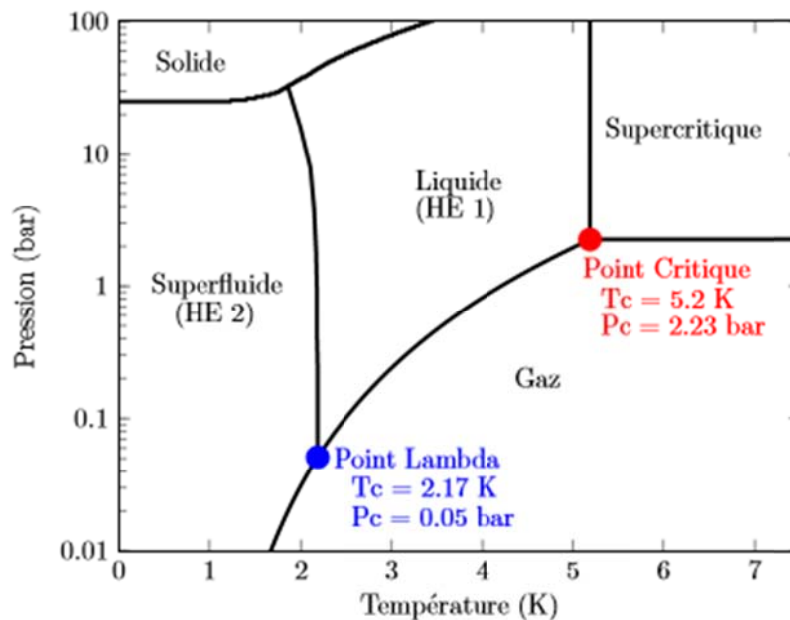


Figure I.4 : diagramme de phase de l'hélium.

## **I.7 Conclusion**

La cryogénie est la science et technologie des gaz liquéfiés. Dans ce chapitre, on définit la cryogénie et son domaine d'application, après nous citons quelques fluides cryogéniques et leur propriétés, car notre but est d'utiliser une procédure pour obtenir ces liquides cryogéniques.

# CHAPITRE II

## II.1 Introduction [5]

Les gaz de l'air, plus communément appelés « gaz industriels » font partie de notre vie quotidienne et concernent toutes les industries. Tout a commencé avec l'électrolyse de l'eau afin d'en extraire l'oxygène pour une utilisation médicale et alors la première clientèle était donc constituée de pharmaciens et cela s'est passé dans les années 1890. Peu de temps après 1895, deux méthodes développées en parallèles par CARLVAN LINDE et GEORGES CLAUDE ont abouti à la production industrielle d'air liquide puis des gaz qui le constitue (d'azote et d'oxygène...).

Ce chapitre est basé sur la présentation des différents cycles de liquéfaction cryogénique et les différents éléments.

## II.2 Comment réaliser la liquéfaction d'un gaz [9]

Pour liquéfier un gaz, on peut le refroidir en abaissant la température, le gaz finira par condenser pour devenir liquide (le cas de l'hélium est un peu spécial).

Pour le refroidir, un des moyens consiste à faire une détente (adiabatique). C'est ce qui se passe lorsqu'on débouche une bouteille de champagne. Avant l'ouverture, la pression dans le goulot est de 6 atmosphères. Lorsqu'on débouche, le gaz subit une détente et se refroidit : la vapeur d'eau condense et on voit alors apparaître un petit brouillard. Le gaz (vapeur) est donc devenu liquide (gouttelettes d'eau du brouillard) par détente.

On peut également, sous certaines conditions, comprimer un gaz pour le liquéfier. Cependant, pour que cette compression finisse par liquéfier le gaz, il est nécessaire que la température du gaz soit inférieure à une valeur critique. C'est ce qu'on appelle d'ailleurs la « température critique ».

Si par exemple nous avons de l'oxygène gazeux à  $20^{\circ}_a$  et nous souhaitons le liquéfier, nous n'y arriverons jamais en le comprimant tout en le maintenant à  $20^{\circ}_a$ , quelle que soit la pression. Il va falloir d'abord refroidir l'oxygène en dessous de sa température critique qui est de 155 K. si nous descendons la température de l' $O_2$  à mettons 150 K, nous pourrons ensuite le liquéfier en le comprimant et en le maintenant à cette température (150 K). Nous aurons ainsi de l' $O_2$  liquide à 150 K sous forte pression. Il faudra donc que l' $O_2$  reste dans une enceinte fermée. Sinon, nous pouvons aussi refroidir l' $O_2$  encore davantage et l'obtenir à l'état liquide à la pression atmosphérique.



### II.3 Paramètre de performance d'un système de liquéfaction [10]

Quatre fonctions qui peuvent indiquer la performance d'un système de liquéfaction :

**1<sup>ère</sup>** Fonction : le travail nécessaire à la compression d'une unité de masse du gaz  $W/m$ .

**2<sup>ème</sup>** Fonction : le travail nécessaire à la liquéfaction d'une unité de masse de gaz  $W/mf$ .

**3<sup>ème</sup>** Fonction : la fraction liquéfiée :

$$Y = \frac{-(W/m)}{-(W/mf)}$$

**4<sup>ème</sup>** Fonction : le rapport entre le travail théorique minimum et le travail réel nécessaire pour le système appelé le rendement thermodynamique.

$$FOM = \frac{-(W/m)_{\text{idéal}}}{-(W/mf)_{\text{réel}}} \quad 0 < FOM < 1$$

Ce rapport donne la mesure d'approche de performance du système réel au système idéal.

### II.4 Détente isenthalpique ou détente de Joule-Thomson [11]

Cette détente joue un rôle très important dans les applications industrielles, sa réalisation est telle qu'un courant gazeux passe d'une pression élevée en amont à une pression plus faible en aval après la traversée d'une valve ou d'une cloison poreuse.

Le résultat obtenu est :

$$dH = C_p dT + (\bar{h} + v) dp \quad \text{II. 1}$$

$$= \frac{\partial H}{\partial T_p} dT + \frac{\partial H}{\partial P_T} dP \quad \text{II. 2}$$

Cette détente s'effectue à  $H = \text{cst}$

$$C_p dT + (\bar{h} + v) dp = 0 \quad \text{II. 3}$$

Pour un gaz réel  $\frac{\partial H}{\partial P_T} = \bar{h} + v \neq 0$

$$dT = -\frac{\bar{h}+v}{C_p} dp \quad \text{Avec } \bar{h} = -T \frac{\partial v}{\partial T_p}$$

$$dT = -\frac{1}{C_p} \left[ -T * \frac{\partial v}{\partial T_p} + v \right] dP \quad \text{II. 4}$$

Comme  $\alpha_v = \frac{1}{v} * \frac{\partial v}{\partial T_p}$

$$D'où : dT = \frac{v}{C_p} (T * \alpha_v - 1) * dP \quad \text{II. 5}$$

$$dT = \frac{\partial T}{\partial P_H} * dP \quad \text{II. 6}$$

$$\frac{\partial T}{\partial P_H} = \frac{V}{C_P} (T * \alpha_V - 1) = \mu_{J-T} \quad \text{II. 7}$$

$\mu_{J-T}$  : est appelé le coefficient de Joule-Thomson

Il mesure la pente de la courbe isenthalpique dans un diagramme (T, P).

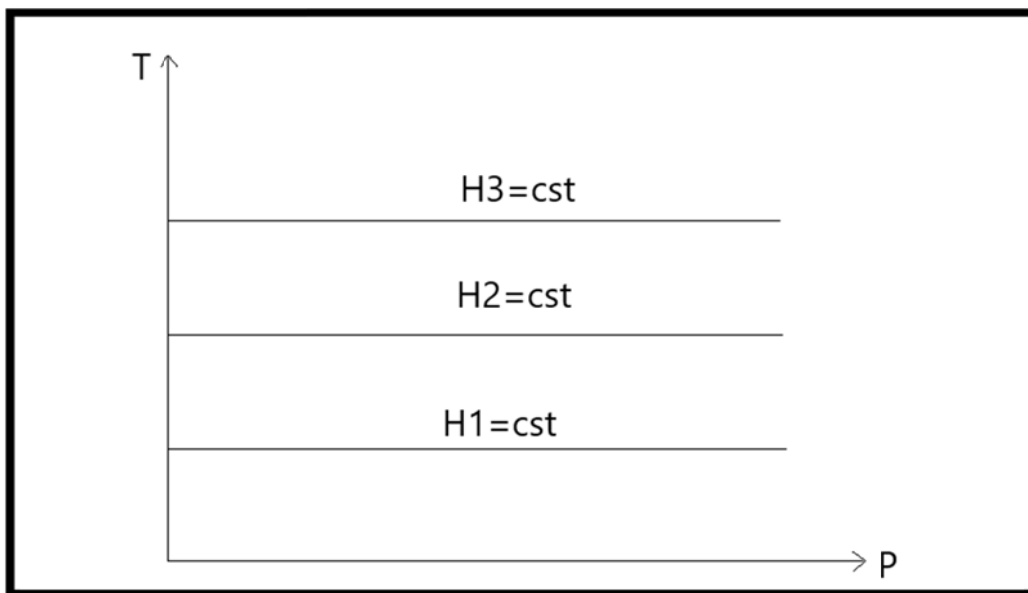
Remarque :

Pour un gaz parfait :

$$\mu_{J-T} = (T * \alpha_V - 1) \quad \text{II. 8}$$

$$\text{Avec : } \alpha_V = \frac{1}{V} * \frac{\partial}{\partial T} \left( \frac{nRT}{P} \right)_P = \frac{1}{T} \quad \text{II. 9}$$

$$\mu_{J-T} = 0$$



**Figure II.1 :** Diagramme (T, P) d'un gaz parfait pour H=cst.

Dans ce cas, les courbes à H=cst.

Pour un gaz parfait, c'est des droites horizontales « pas de variation de températures = cst » lors de la détente à H=cst.

Pour un gaz réel une courbe isentropique dans le diagramme (T, P) est le suivant :

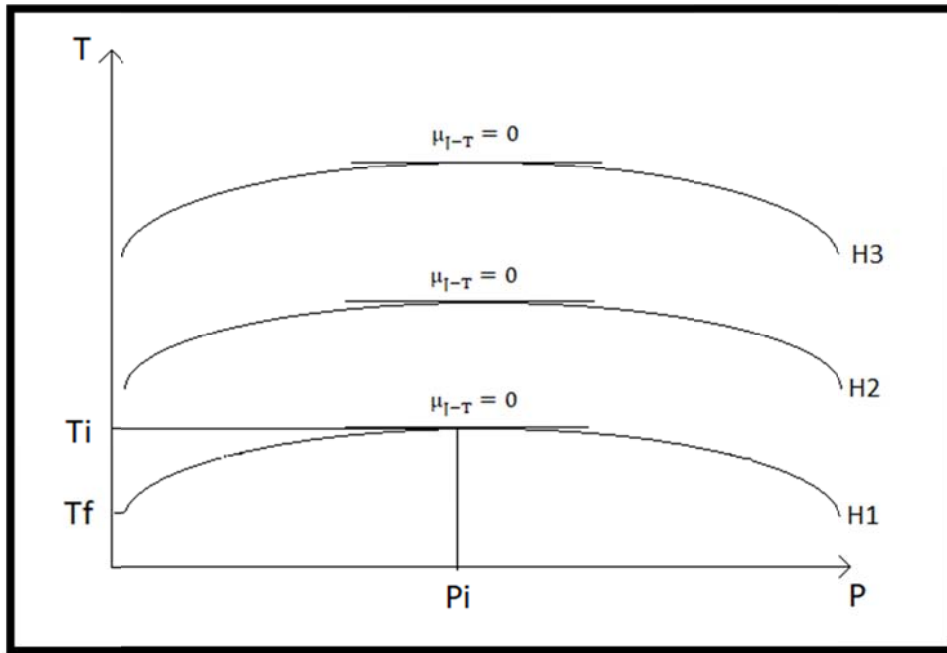


Figure II.2 : Diagramme (T, P) pour un gaz réel.

Dans le cas général :

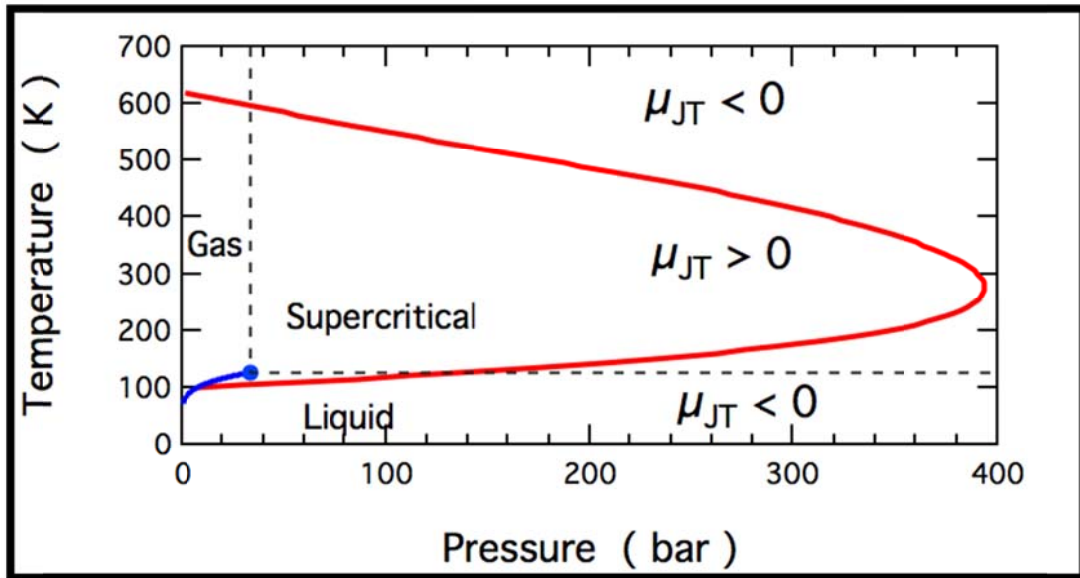


Figure II.3 : Courbe d'inversion.

### II.5 Détente isentropique [11]

C'est une détente qui s'effectue à entropie constante «  $\Delta S = 0$  ».

Pour une détente élémentaire réversible d'un fluide réel :

$$ds = \frac{\delta q}{T_{\text{rév}}} \rightarrow \delta q_{\text{rév}} = T \cdot ds = 0$$

$$\delta q_{\text{rév}} = C_V dT + l dv = C_V dT + T \cdot \frac{\partial P}{\partial T_V} \cdot dV \quad \text{II. 11}$$

$$\delta q_{\text{rév}} = C_V dT + \bar{h} dp = C_P dT - \frac{\partial V}{\partial T_P} dp \quad \text{II. 12}$$

$$\text{(II. 11)} \rightarrow dT = -\frac{T}{C_V} \cdot \frac{\partial P}{\partial T_V} \cdot dV \quad \text{II. 13}$$

$$\text{(II. 12)} \rightarrow dT = -\frac{T}{C_P} \cdot \frac{\partial V}{\partial T_P} \cdot dp \quad \text{II. 14}$$

En utilisant les coefficients thermiques suivants :

$$\alpha_P = \frac{1}{P} \cdot \frac{\partial P}{\partial T_V}$$

$$\alpha_V = \frac{1}{V} \cdot \frac{\partial V}{\partial T_P}$$

$\alpha_P$ : Coefficient de dilatation thermique à  $V = \text{cst}$

$\alpha_V$ : Coefficient de dilatation thermique à  $P = \text{cst}$

Alors :

$$\text{(II. 11)} \rightarrow dT = -\frac{T \alpha_P P}{C_V} * dv \quad \text{II. 15}$$

$$\text{(II. 12)} \rightarrow dT = -\frac{T \alpha_V V}{C_P} * dp \quad \text{II. 16}$$

D'où :

$$\begin{cases} \frac{\partial T}{\partial V_S} = -\frac{T}{C_V} * \alpha_P * P \\ \frac{\partial T}{\partial P_S} = \frac{T}{P} * \alpha_V * V \end{cases}$$

Pour un gaz parfait :

$$\frac{\partial T}{\partial P_V} = \frac{\partial(nRT/V)}{\partial T} \frac{1}{V} = \frac{nR}{V} \quad \text{II. 17}$$

$$dT = -\frac{T}{C_V} * \frac{nR}{V} * dV \quad \text{II. 18}$$

$$\frac{dT}{T} = -\frac{nR}{C_V} * \frac{dV}{V} \quad (C_V = n * c_v)$$

$$\frac{dT}{T} = -\frac{nR}{n * c_v} * \frac{dV}{V} = -\frac{R}{c_v} * \frac{dV}{V} \quad \text{II. 19}$$

$$\frac{dT}{T} = -\left(\frac{C_p}{C_v} - 1\right) * \frac{dV}{V} \quad \text{II. 20}$$

$$\frac{dT}{T} = -(\gamma - 1) * \frac{dV}{V} = (1 - \gamma) * \frac{dV}{V} \quad \text{II. 21}$$

$$\ln \frac{T_2}{T_1} = (1 - \gamma) \ln \frac{V_2}{V_1} \quad \text{II. 22}$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{1-\gamma} = T_2 V_2^{1-\gamma} = T_1 V_1^{1-\gamma} \quad \text{II. 23}$$

$$TV^{1-\gamma} = \text{cst} \quad \text{II. 24}$$

## II.6 Cycles de Liquéfaction des gaz [12]

### II.6.1 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).

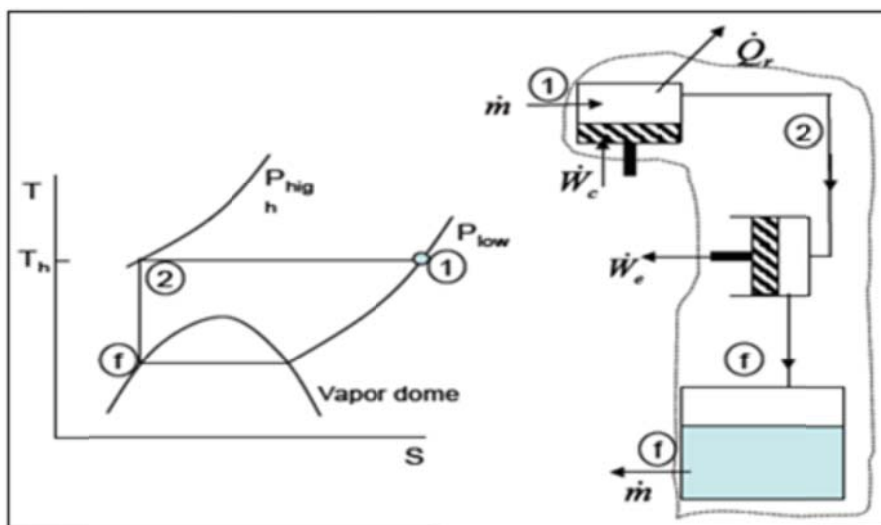


Figure II.4: Cycle idéal de liquéfaction d'un gaz.

#### II.6.1.1 Le bilan énergétique sur le système

Considérons le système ouvert délimité en pointilles :

- ✓ Le premier principe de la thermodynamique appliqué à ce système, donne :

$$\frac{d\dot{E}_T}{dT} = \dot{W} + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i + \sum_j \dot{m}_j h_j = |0| \quad \text{II.25}$$

Avec  $\frac{d\dot{E}_T}{dT} = 0$  : régime permanent

$$\Rightarrow \dot{W}_C - \dot{W}_e - \dot{Q}_R + \dot{m}h_1 - \dot{m}_f h_f = 0 \text{ avec } \dot{m}_f = \dot{m} \quad \text{II.26}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{\text{net}} = \dot{W}_C - \dot{W}_E = \dot{Q}_R - \dot{m}(h_1 - h_f) \quad \text{II.27}$$

✓ Le deuxième principe de la thermodynamique permet d'écrire :

$$\frac{ds}{dt} = \sum \frac{\dot{Q}_e}{T} + \sum_i \dot{m}_i S_i + \sum_j \dot{m}_j S_j + \int \frac{\delta \dot{s}_i}{\delta t} = 0 \quad \text{II.28}$$

$$\Rightarrow \frac{ds}{dt} = -\frac{\dot{Q}_r}{T} + \dot{m}S_1 - \dot{m}_f S_1 = 0 \quad \text{II.29}$$

Avec  $\frac{ds}{dt} = 0$  régime permanent

$$\Rightarrow \dot{Q}_r = T_1 \dot{m}(S_1 - S_1) \quad \text{II.30}$$

Remplaçant  $\dot{Q}_r$  dans l'équation (II.27) :

$$\dot{W} = \dot{m}[T_1(S_1 - S_1) - (h_1 - h_1)] \quad \text{II.31}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{\text{net,ideal}} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} [T_1(S_1 - S_1) - (h_1 - h_1)] \quad \text{II.32}$$

## II.6.2 Cycle de liquéfaction de Linde

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 nonliquéfier (refus de liquéfaction).

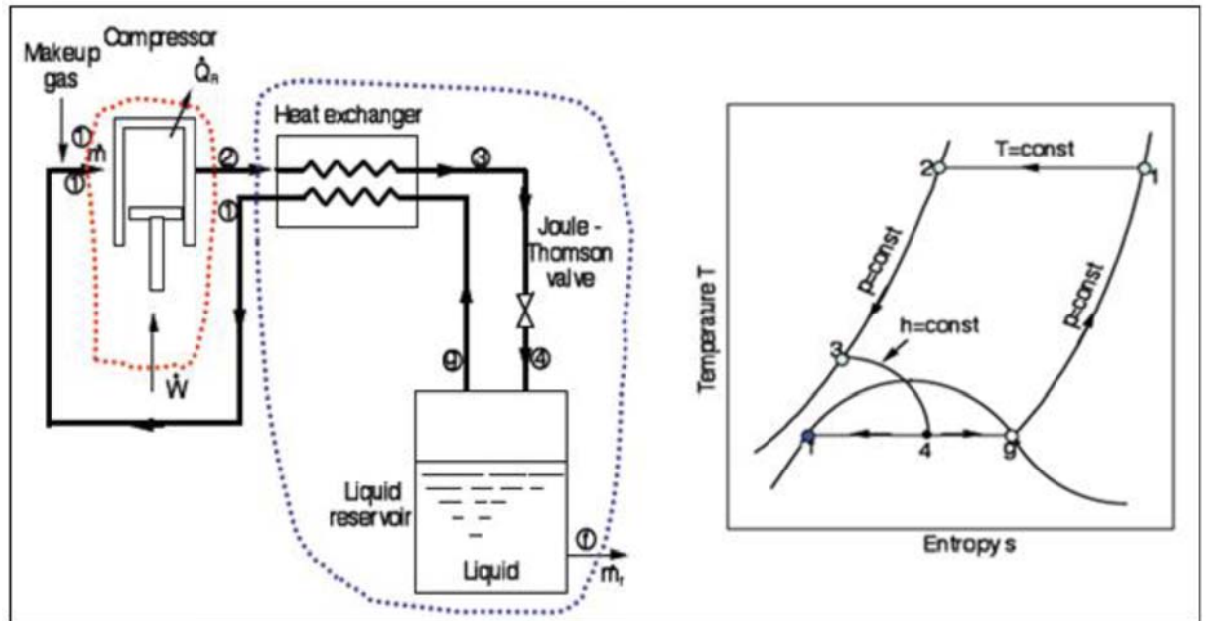


Figure II.5 : Cycle de liquéfaction de Linde.

### II.6.2.1 Bilan enthalpique

Considérons le système ouvert délimité en pointillés,

✓ Le premier principe de la thermodynamique appliqué à ce système, donne :

$$\frac{d\dot{E}_T}{dt} = \dot{W} + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i + \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \tag{II.33}$$

$$\Rightarrow \dot{W} + \dot{Q} = \sum_i \dot{m}_i h_i + \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \tag{II.34}$$

Avec  $\begin{cases} \frac{d\dot{E}_T}{dt} = 0 : \text{régime permanent} \\ \dot{W} = 0 : \text{paroi indeformable} \\ \dot{Q} = 0 : \text{système isolé} \end{cases}$

$$\Rightarrow \dot{m}_f h_f + (\dot{m} - \dot{m}_f) h_1 - \dot{m} h_2 = 0 \tag{II.35}$$

Avec  $y = \frac{\dot{m}_f}{\dot{m}} \Rightarrow$  on divise l'équation (II.35) par «  $\dot{m}$  », et on obtient :

$$\Rightarrow y h_1 + (1-y) h_1 - h_2 = 0 \tag{II.36}$$

Donc le taux de liquéfaction est :

$$\Rightarrow Y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_l} \tag{II.37}$$

### II.6.2.2 Expression de la pression mécanique dépensée

On fait un bilan énergétique au niveau du compresseur :

- ✓ Le premier principe de la thermodynamique appliqué à ce système, donne :

$$\frac{d\dot{E}_T}{dt} = \dot{W} + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i + \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.38}$$

Avec  $\frac{d\dot{E}_T}{dt} = 0$  : régime permanent

$$\Rightarrow \dot{W} - \dot{Q}_r = \dot{m}(h_2 - h_1) \quad \text{II.39}$$

- ✓ Le deuxième principe de la thermodynamique à ce système permet d'écrire :

$$\frac{dS}{dt} = \sum \frac{\dot{Q}_e}{T} + \sum_i \dot{m}_i S_i + \sum_j \dot{m}_j S_j + \int \frac{\delta S_i}{\delta t} = 0 \quad \text{II.40}$$

$$\Rightarrow \frac{dS}{dt} = -\frac{\dot{Q}_r}{T} + \dot{m}_1 S_1 - \dot{m}_2 S_2 = 0 \quad \text{II.41}$$

$$\Rightarrow \dot{Q}_r = T_1 \dot{m}(S_1 - S_2) \quad \text{II.42}$$

Remplaçant l'équation (II.42) dans (II.39), et on obtient :

$$\dot{W}_{\text{net}} = \dot{m}[T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.43}$$

$$\Rightarrow \mathbf{W_{\text{net,ideal}} = \frac{\dot{w}}{\dot{m}} = T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)} \quad \text{II.44}$$

Donc, l'Energie mécanique consommée par 1 kg de gaz liquéfié est :

$$W_1 = \frac{\dot{w}_1}{\dot{m}_1} = \frac{\dot{w}}{y \cdot \dot{m}}$$

$$\Rightarrow \mathbf{W_1 = \frac{1}{y} [T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)]} \quad \text{II.45}$$

### II.6.3 Cycle de liquéfaction de Linde avec pré-refroidissement

La plateforme de système de Linde (augmentation de taux de liquéfaction « y ») peut être améliorée de sorte que le gaz à l'entrée de l'échangeur (refroidissement isobare) « état 2 » sort à une température inférieure à celle de l'ambiance.

Pour ce faire, on rajoute un système de refroidissement utilisant soit de CO<sub>2</sub>, soit de l'Ammoniac (NH<sub>3</sub>) ou les fréons afin de refroidir le gaz en sortie de compression.



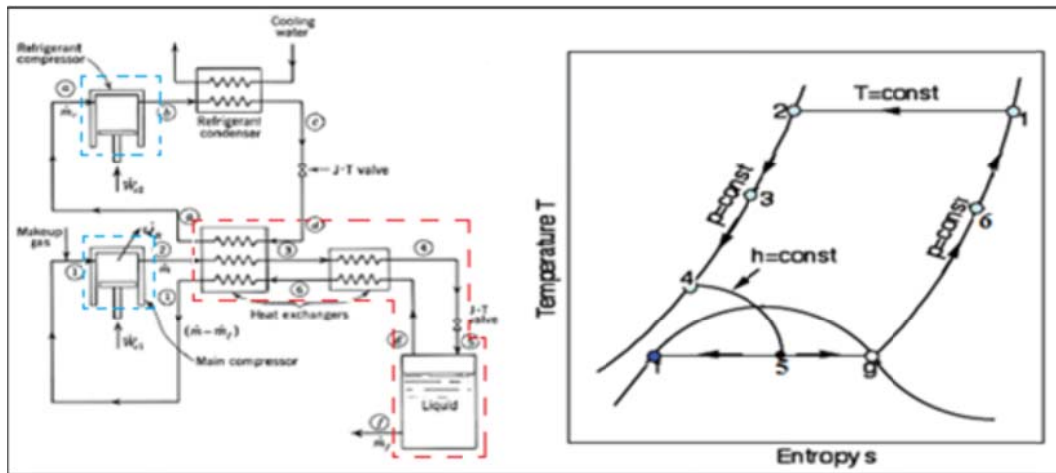


Figure II.6 : Cycle de liquéfaction de Linde avec pré-refroidissement.

### II.6.3.1 L'expression de taux de liquéfaction « Y »

On applique le premier principe de la thermodynamique pour le système ouvert délimité en pointillés (les échangeurs de chaleur (1 et 2) et le séparateur).

En régime permanent, on écrit :

$$\dot{m}h_2 + \dot{m}_r h_d + (\dot{m} - \dot{m}_f)h_1 - \dot{m}_r h_a - \dot{m}_f h_f = 0 \quad \text{II.46}$$

Avec  $\dot{m}_r$ : c'est le débit massique du réfrigérant auxiliaire,

$$y = \frac{\dot{m}_f}{\dot{m}} r = \frac{\dot{m}_r}{\dot{m}}$$

On divise l'équation (II.46) par  $\dot{m}$ , on obtient :

$$h_2 + r h_d + (1 - y)h_1 - r h_a - y h_f = 0 \quad \text{II.47}$$

$$\Rightarrow Y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} + r \frac{h_a - h_d}{h_1 - h_f} \quad \text{II.48}$$

### II.6.3.2 L'expression de l'énergie dépensée par Kg de gaz comprimé

On applique le premier et le deuxième principe de la thermodynamique sur les deux systèmes (les deux compresseur C1 et C2) :

- « C1 » : compression isotherme réversible.
- « C2 » : compression isentropique.

- **Pour C1** :  $\dot{W}_{C1} = \dot{m} [T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)]$  II.49

- **Pour C2** : par l'application du premier principe de la thermodynamique, on obtient :

$$\frac{d\dot{E}_T}{dt} = \dot{W} + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i + \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.50}$$

Avec  $\frac{d\dot{E}_T}{dt} = 0$  : régime permanent

$$\Rightarrow \dot{W}_{c2} + \sum_i \dot{m}_i h_i + \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \tag{II.51}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{c2} + \dot{m}_r h_a - \dot{m}_r h_b = 0 \tag{II.52}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{c2} = \dot{m}_r (h_b - h_a) \tag{II.53}$$

D'où :  $\dot{W} = \dot{W}_{c1} + \dot{W}_{c2}$

$$\Rightarrow W_{\text{net,ideal}} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = [T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] + r(h_b - h_a) \tag{II.54}$$

### II.6.3.3L'expression de l'énergie consommé par kg de gaz liquéfié :

$$W_1 = \frac{\dot{w}}{y \cdot \dot{m}} = \frac{1}{y} ([T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] + r(h_b - h_a)) \tag{II.55}$$

### II.6.4 Cycle de Linde a détente étagée

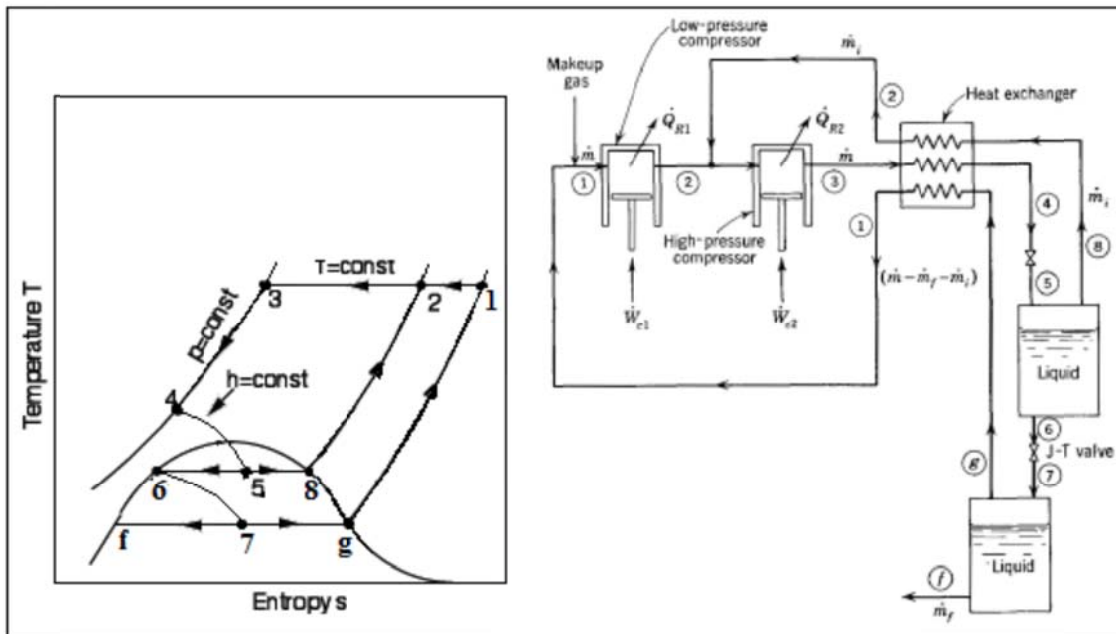


Figure II.7 : Cycle de Linde a détente étagée.

#### II.6.4.1 L'expression de taux de liquéfaction « Y »

On applique le premier principe de la thermodynamique pour le système ouvert l'échangeur de chaleur et les 2 séparateurs (1 et 2) en régime permanent, on écrit :

$$\dot{m}h_3 - \dot{m}_f h_f - \dot{m}_i h_2 - (\dot{m} - \dot{m}_f - \dot{m}_i)h_1 = 0 \quad \text{II.56}$$

Avec  $y = \frac{\dot{m}_f}{\dot{m}}$  et  $\alpha = \frac{\dot{m}_i}{\dot{m}}$

On divise l'équation (II.56) sur «  $\dot{m}$  », et on obtient :

$$h_3 + y h_f - \alpha h_2 - (1 - y - \alpha)h_1 = 0 \quad \text{II.57}$$

$$\Rightarrow Y = \frac{h_1 - h_3}{h_1 - h_1} + \alpha \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_1} \quad \text{II.58}$$

### II.6.4.2 L'expression de l'énergie dépensée par kg de gaz comprimé

On applique le premier et le deuxième principe de la thermodynamique sur les deux systèmes (les deux compresseur C1 et C2) :

- **Pour C1** : par l'application du premier principe de la thermodynamique, on obtient :

$$\dot{W}_{c1} - \dot{Q}_{r1} + \Sigma_i \dot{m}_i h_i + \Sigma_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.59}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{c1} - \dot{Q}_{r1} = (\dot{m} - \dot{m}_i)(h_1 - h_2) \quad \text{II.60}$$

Par l'application de deuxième principe de la thermodynamique, on obtient :

$$\frac{ds}{dt} = \Sigma \frac{\dot{Q}_r}{T} + \Sigma_i \dot{m}_i S_i + \Sigma_j \dot{m}_j S_j + \int \frac{\delta S_i}{\delta t} = 0 \quad \text{II.61}$$

= 0, régime permanent

$$\Rightarrow \frac{ds}{dt} = -\frac{\dot{Q}_{r1}}{T_1} + (\dot{m} - \dot{m}_i)(S_1 - S_2) = 0 \quad \text{II.62}$$

$$\Rightarrow -\dot{Q}_r = T_1(\dot{m} - \dot{m}_i)(S_1 - S_2) \quad \text{II.63}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{c1} = (\dot{m} - \dot{m}_i)[T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.64}$$

- **Pour C2** : par l'application du premier principe de la thermodynamique, on obtient :

$$\dot{W}_{c2} - \dot{Q}_{r2} = \dot{m}(h_3 - h_1) \quad \text{II.65}$$

Par l'application de deuxième principe de la thermodynamique, on obtient :

$$\frac{ds}{dt} = -\frac{\dot{Q}_{r2}}{T_1} + \dot{m}(S_3 - S_1) = 0 \quad \text{II.66}$$

$$\Rightarrow -\dot{Q}_r = T_1 \dot{m}(S_3 - S_1) \quad \text{II.67}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{c2} = \dot{m}[T_1(S_3 - S_1) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.68}$$

D'où :  $W = \dot{W}_{c1} + \dot{W}_{c2}$

$$\mathbf{W_{net,ideal} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = [T_1(S_1 - S_3) - (h_1 - h_3)] + \alpha[T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)]} \quad \text{II.69}$$

### II.6.4.3 L'expression de l'énergie consommée par kg de gaz liquéfié

$$\dot{W}_1 = \frac{\dot{w}}{y \cdot \dot{m}} = \frac{1}{y} [T_1(S_1 - S_3) - (h_1 - h_3)] + \alpha [T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.70}$$

### II.6.5 Cycle de liquéfaction de Claude

Le cycle de Claude associe deux détentes, 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 envoi 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).

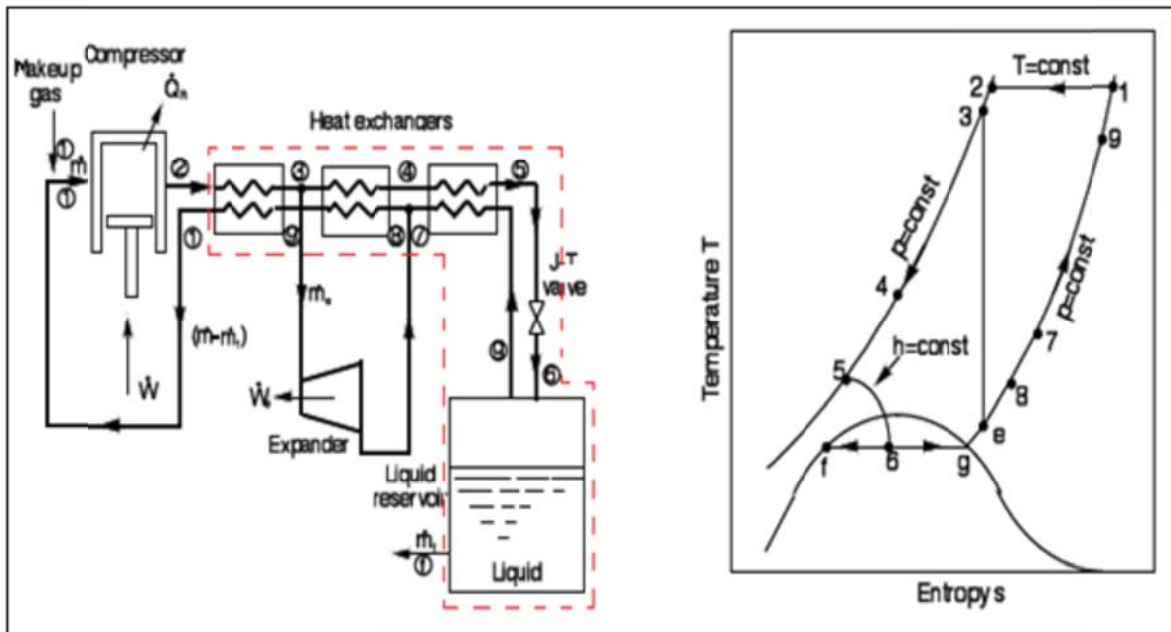


Figure II.8 : Cycle de liquéfaction de CLAUDE.

### II.6.5.1 Bilan énergétique

#### II.6.5.1.1 L'expression de « Y »

Le bilan de premier principe de la thermodynamique est appliqué au volume de contrôle (en pointillé), comprenant tous les composants sauf le compresseur et la turbine, permet d'écrire :

$$\dot{m}h_2 + \dot{m}_E h_E - \dot{m}_E h_3 - (\dot{m} - \dot{m}_f)h_1 - \dot{m}_f h_f = 0 \quad \text{II.71}$$

Avec  $x = \frac{\dot{m}_E}{\dot{m}}$  et  $y = \frac{\dot{m}_f}{\dot{m}}$

On divise par «  $\dot{m}$  » et on obtient :

$$h_2 + xh_E - xh_3 - (1 - y)h_1 - yh_f = 0 \quad \text{II.72}$$

$$\Rightarrow x(h_E - h_3) - y(h_1 - h_f) = h_1 - h_2 \quad \text{II.73}$$

$$\Rightarrow Y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} + x \frac{h_3 - h_E}{h_1 - h_f} \quad \text{II.74}$$

#### II.6.5.1.2 L'expression de $\dot{W}_{net}$ consommé

L'expression de travail net mis en jeu par kg de gaz comprimé se déduit par :

- ✓ Le bilan de premier et deuxième principe de la thermodynamique sur le compresseur « C » :

$$\dot{W}_C = \dot{m}[T_1(S_3 - S_1) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.75}$$

- ✓ Le bilan de premier et deuxième principe de la thermodynamique sur la turbine « E » :

$$\frac{d\dot{E}_T}{dt} = -\dot{W}_E + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.76}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_E + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.77}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_E = \dot{m}_E h_3 - \dot{m}_E h_E = 0 \quad \text{II.78}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_E = \dot{m}_E (h_3 - h_E) = 0 \quad \text{II.79}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{net} = \dot{W}_C + \dot{W}_E \quad \text{II.80}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{net} = \dot{m}[T_1(S_3 - S_1) - (h_1 - h_2)] - x(h_3 - h_E) \quad \text{II.81}$$

$$\dot{W}_{net,ideal} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = [T_1(S_3 - S_1) - (h_1 - h_2)] - x(h_3 - h_E) \quad \text{II.82}$$

### II.6.5.1.3 Le travail net par kg de gaz liquéfié

$$\dot{W}_1 = \frac{\dot{W}_{net}}{y} = \frac{1}{y} \{ [T_1(S_3 - S_1) - (h_1 - h_2)] - [x(h_3 - h_E)] \} \quad \text{II.83}$$

### II.6.6 Système de liquéfaction de KAPITZA

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 réchauffer 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.

#### Hypothèse

- \* Le système est à l'état d'équilibre. Tous les processus sont des processus de débit constant.
- \* Négliger les effets de l'énergie cinétique et potentielle dans l'analyse de tous les composants du système.
- \* Équilibre de la masse et pas de chaleur en fuite dans le système.

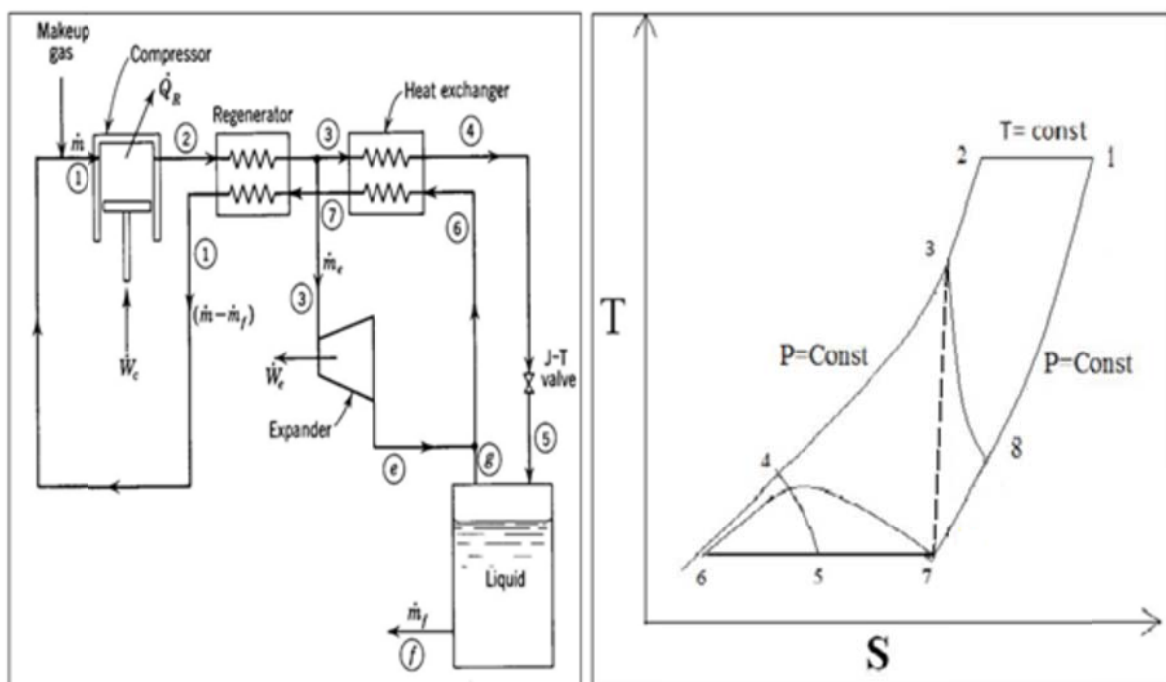


Figure II.9 : Cycle de liquéfaction de Kapitza.

### II.6.6.1 Bilan énergétique

#### II.6.6.1.1 L'expression de « Y »

Le bilan de premier principe de la thermodynamique est appliqué au volume de contrôle (CV), permet d'écrire :

$$\dot{m}h_2 + \dot{m}_1h_6 - \dot{m}_Eh_3 - (\dot{m} - \dot{m}_1)h_{10} - \dot{m}_Eh_7 = 0 \quad \text{II.84}$$

Avec  $x = \frac{\dot{m}_E}{\dot{m}}$  et  $y = \frac{\dot{m}_1}{\dot{m}}$

On divise par « $\dot{m}$ » et on obtient :

$$h_2 + yh_6 - x_Eh_7 - (1 - y)h_{10} - x_Eh_3 = 0 \quad \text{II.85}$$

$$\Rightarrow x_E(h_7 - h_3) - y(h_6 - h_{10}) = h_{10} - h_2 \quad \text{II.86}$$

$$\Rightarrow Y = \frac{h_{10} - h_2}{h_{10} - h_6} + x_E \frac{h_3 - h_7}{h_{10} - h_6} \quad \text{II.87}$$

#### II.6.6.1.2 L'expression de $W_{net}$ consommé

L'expression de travail net mis en jeu par kg de gaz comprimé se déduit par :

- ✓ Le bilan de premier et deuxième principe de la thermodynamique sur le compresseur «C» :

$$\dot{W}_C = \dot{m}[T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.88}$$

- ✓ Le bilan de premier et deuxième principe de la thermodynamique sur la turbine «E» :

$$\frac{d\dot{E}_T}{dt} = -\dot{W}_E + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.89}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_E + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.90}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_E + \dot{m}_E h_3 - \dot{m}_E h_7 = 0 \quad \text{II.91}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_E = \dot{m}_E (h_3 - h_7) = 0 \quad \text{II.92}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{net} = \dot{W}_C + \dot{W}_E \quad \text{II.93}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{net} = \dot{m}[T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] - [\dot{m}_E (h_3 - h_7)] \quad \text{II.94}$$

$$W_{net,ideal} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = [T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] - [x_E (h_3 - h_7)] \quad \text{II.95}$$

### II.6.6.1.3 Le travail net par kg de gaz liquéfié

$$W_1 = \frac{W_{\text{net}}}{y} = \frac{1}{y} \{ [T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] - [x_E(h_3 - h_7)] \}$$

II.96

## II.7 Les éléments cryogéniques mis en jeu

### II.7.1 Station de compression [12]

La station de compression comprend un compresseur (à piston ou à vis) et un ensemble de vannes contrôlées pour régler la haute pression (sortie de compresseur) et la basse pression (entrée de compresseur).

Le but du compresseur est d'augmenter la pression du fluide entrant par l'intermédiaire d'une diminution de volume due à la géométrie interne du compresseur. De plus, cette compression ne doit pas avoir pour conséquence une augmentation de température (compression isotherme).

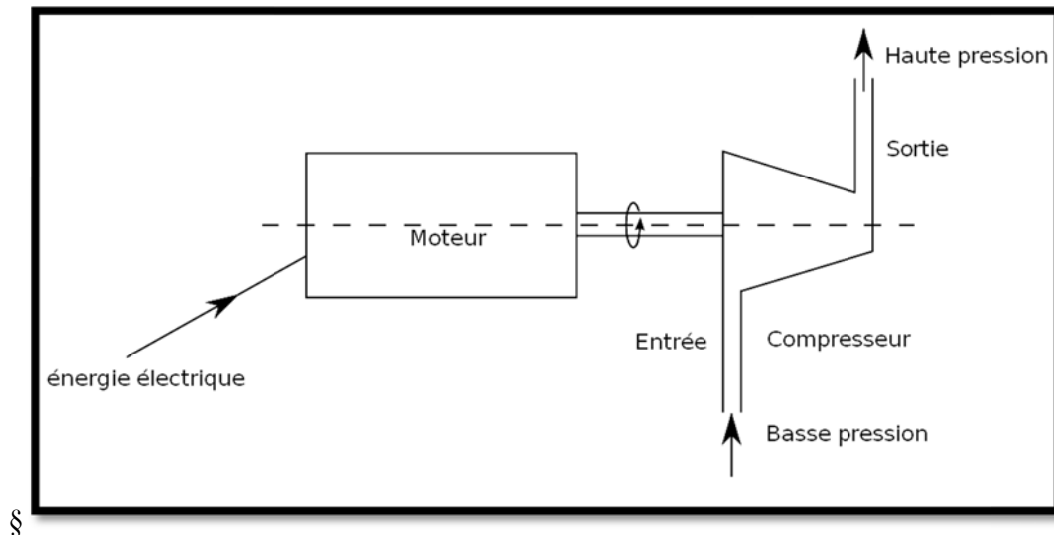


Figure II.10 : schéma principe d'un compresseur.

### II.7.2 Echangeurs de chaleur [13]

Un échangeur de chaleur est un dispositif permettant de transférer de l'énergie thermique d'un fluide vers un autre, sans les mélanger. Le flux thermique traverse la surface d'échange qui sépare les fluides.

La plupart du temps, on utilise cette méthode pour refroidir ou réchauffer un liquide ou un gaz qu'il est impossible ou difficile de refroidir ou chauffer directement.



L'échangeur de chaleur le plus commun est celui à plaques. De nouveaux échangeurs à fils fins permettent des échanges eau/air à très faibles écarts de température en chauffage ou refroidissement.

Un échangeur de chaleur - dispositif dans lequel se réalise un transfert thermique entre deux milieux dû à une différence de température entre les milieux.

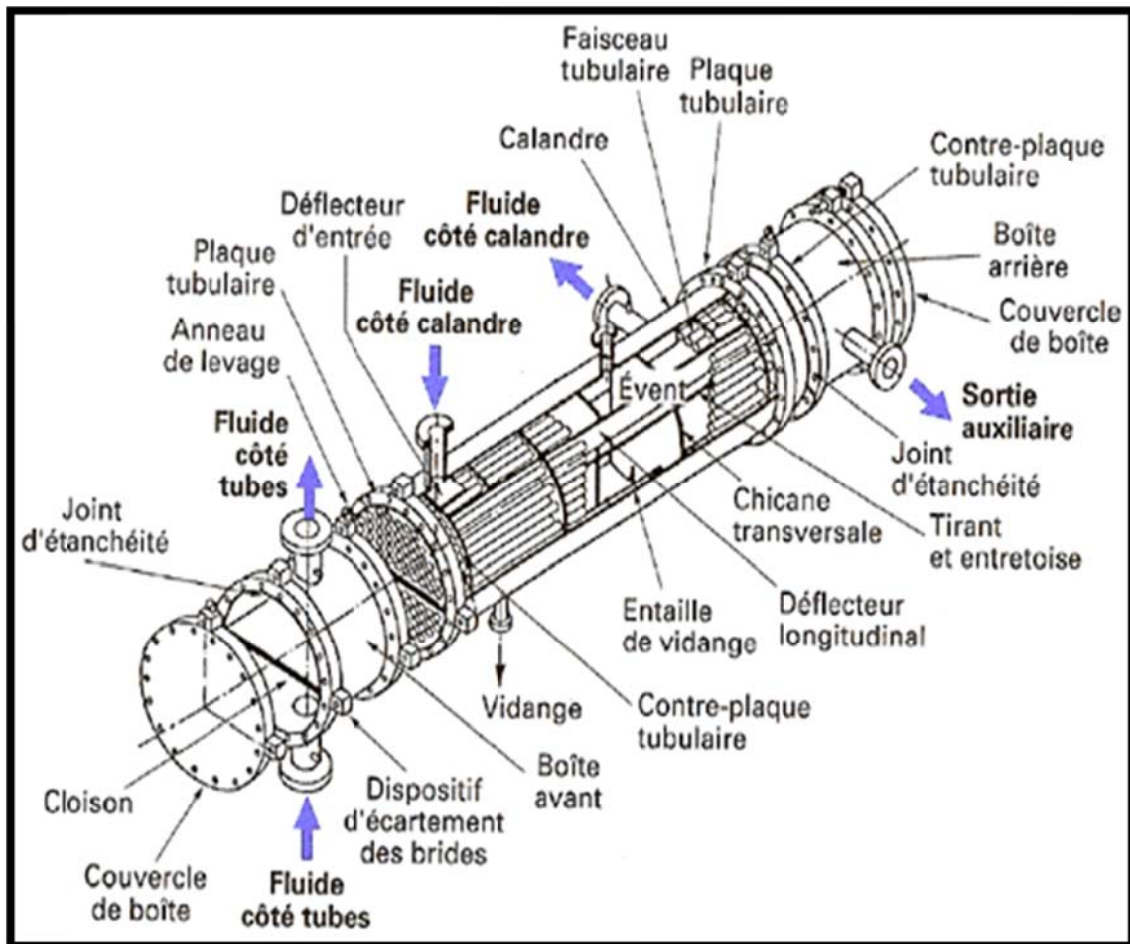
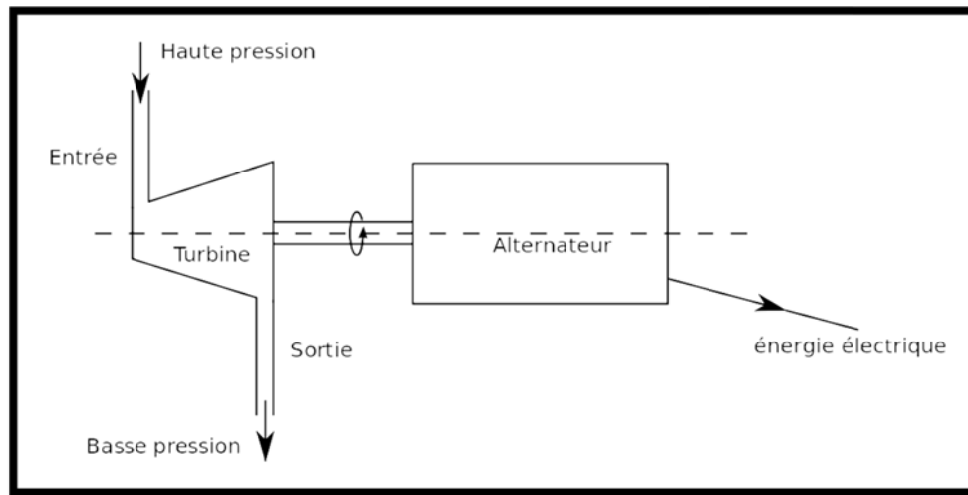


Figure II.11 : échangeur de chaleur.

### II.7.3 Turbine

Une turbine est une machine tournante qui récupère l'énergie cinétique d'un fluide pour mettre en mouvement l'arbre de transmission.



**Figure II.12** : schéma principe d'une turbine.

La turbine est constituée :

- D'une partie mobile comprenant un arbre sur lequel sont fixées les roues à aubes du compresseur et de la turbine.
- D'une partie fixe couramment appelée "carter de la turbine" et dans lequel on retrouve les chambres de combustion, les déflecteurs pour correctement diriger le fluide sur les aubes de la turbine.

La turbine montée sur l'arbre de transmission est mise en rotation par la force exercée sur le fluide (liquide, gaz) sur les aubes. Cette action engendre une diminution de la pression du fluide ou détente. Dans le cas de la cogénération, l'arbre est couplé à un alternateur pour la production d'électricité.

La turbine est une machine qui nécessite un fonctionnement idéalement en continu. Ce type d'équipement présente, entre autres comme avantage, de demander moins d'entretien que les moteurs.

#### **II.7.4 La vanne de Joule-Thomsons**

Les vannes Joule-Thomson sont des vannes très particulières pour les procédés cryogéniques car elles permettent la dernière détente afin d'obtenir de l'hélium liquide par exemple. La transformation Joule-Thomson est une détente isenthalpique

En effet, pour une certaine condition de température et de pression (détente), si l'on suit la courbe de même enthalpie (l'isenthalpes) sur le diagramme T-S, de l'hélium liquide par exemple s'écoulera en sortie de la vanne. L'hélium devient liquide lorsque les conditions de

température et d'entropie sont réunies et franchissement la limite représentée par la courbe de saturation de l'hélium.

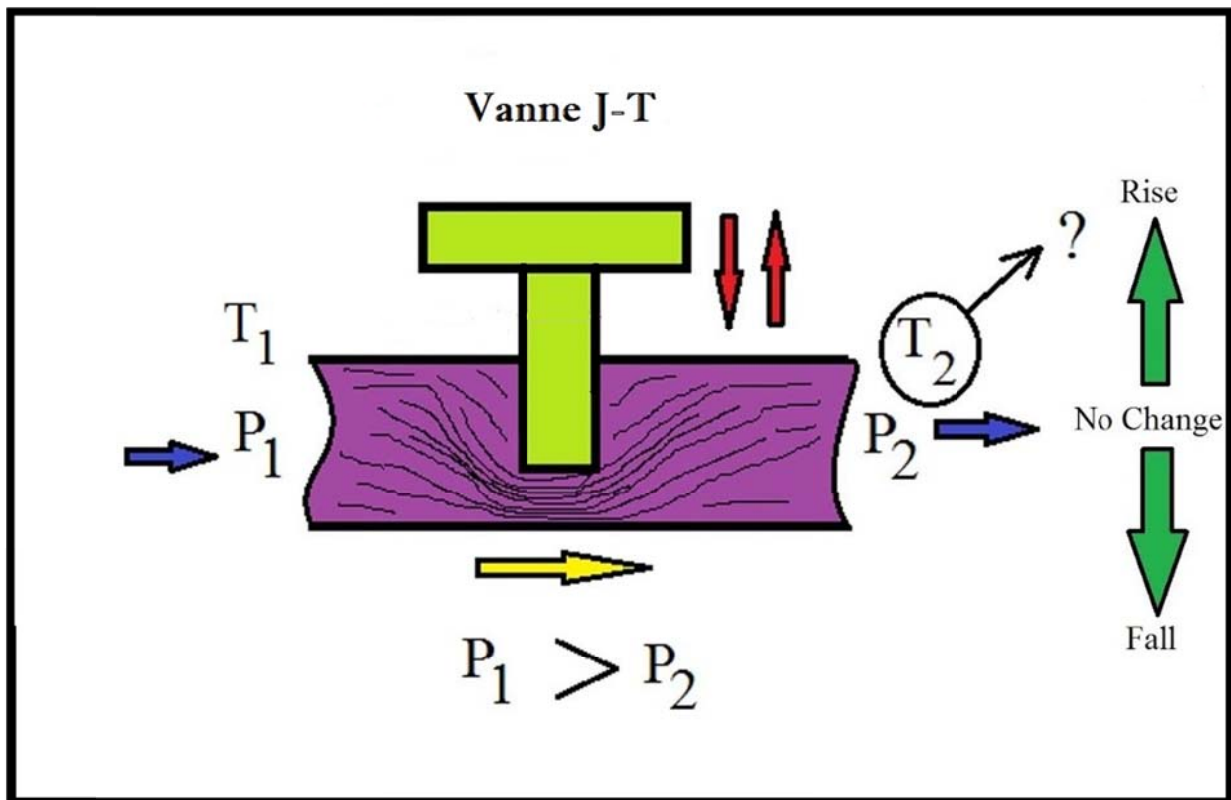


Figure II.13 : vanne de Joule-Thomson.

## II.8 Influences des rendements des composants de système sur les performances de liquéfaction [12]

### II.8.1 Rendement global de compresseur « $\eta_{g,c}$ »

Il est donné par :  $\eta_{g,c} = \eta_{c,T} = \text{cst} * \eta_{m,c}$  II.97

Où :  $\eta_{c,T} = \text{cst}$  : rendement isotherme de compresseur.

$$\eta_{g,c} = \text{cst} = \frac{\left(\frac{\dot{w}}{\dot{m}}\right)_{T=\text{cst}}}{\left(\frac{\dot{w}}{\dot{m}}\right)_{\text{ind}}} \quad \text{II.98}$$

Avec :

$$\left\{ \begin{array}{l} \left(\frac{\dot{w}}{\dot{m}}\right)_{T=\text{cst}} : \text{Travail nécessaire pour compression isotherme reversible.} \\ \left(\frac{\dot{w}}{\dot{m}}\right)_{\text{ind}} : \text{travail indiqué pour la compression.} \end{array} \right.$$

$\eta_{m,c} = \text{rendement mécanique de compresseur} .$

## Analyse

Pour les procédés de Linde et de Claude, le rendement du compresseur n'a pas d'effet direct sur la fraction de gaz liquéfié si les niveaux de pression sont maintenus. Cependant le travail de compression est directement lié au rendement de compresseur. Le rendement global influence le FOM du système, dès lors que le travail réel nécessaire par Kg de liquide est donné par :

$$W_{l,réel} = \frac{\dot{w}_c}{\dot{m}_l} = \frac{1}{y \cdot \eta_{g,c}} [T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.99}$$

### II.8.2 Rendement global de détenteur (Turbine-Expender)

Dans le système de Claude où on a recours à la turbine de détente, influence directement la fraction de gaz liquéfié et le travail de compression (si le travail fourni par la turbine est utilisé pour aider le compresseur). Le rendement global de la turbine de détente est donné par :

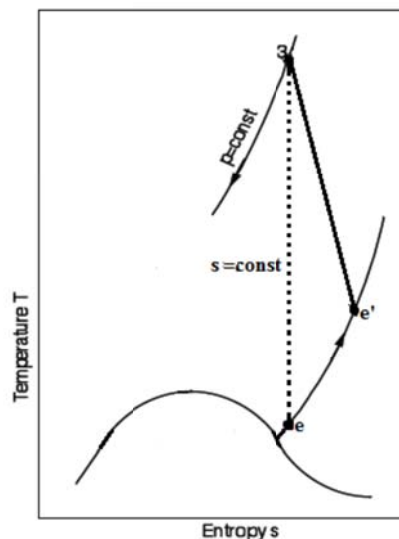
$$\eta_{g,c} = \eta_{ad,t} \cdot \eta_{m,t} \quad \text{II.100}$$

$\eta_{ad,t}$  : Rendement adiabatique de la turbine.

$\eta_{m,t}$  : Rendement mécanique de la turbine.

Les rendements adiabatiques de la turbine  $\eta_{ad,t}$  affectent la chute d'enthalpie à travers la détente.

$$\eta_{g,c} = \frac{(h_5 - h_e)_{réel}}{(h_3 - h_e)_{ad}} < 1 \quad \text{II.101}$$



La variation réelle d'enthalpie dans cette détente est :

$$\Delta h_{\text{réel}} = h_3 - h_e = \eta_{\text{ad,t}} \cdot (h_3 - h_e) \quad \text{II.102}$$

La fraction de gaz liquéfié « Y », pour le système de Claude s'exprime, alors :

$$Y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_l} + X \cdot \eta_{\text{ad,t}} \frac{h_3 - h_e}{h_1 - h_l} \quad \text{II.103}$$

Le travail net nécessaire, pour le procédé de Claude Par Kg de gaz comprimé est donné par :

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{w}_{\text{net}}}{\dot{m}} = \frac{\dot{w}_c - \dot{w}_e}{\dot{m}} = \frac{1}{\eta_{\text{g,c}}} [T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] - x \eta_{\text{m,t}} \cdot (h_3 - h_e) \quad \text{II.104}$$

Car :

$$\eta_{\text{m,t}} = \frac{\left(\frac{\dot{w}_c}{\dot{m}}\right)_{\text{réel}}}{(h_3 - h_e)_{\text{réel}}}$$

$$\Rightarrow W_{\text{net}} = \frac{1}{\eta_{\text{g,c}}} [T_1(S_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] - x \eta_{\text{m,t}} \cdot (h_3 - h_e) \quad \text{II.105}$$

### II.8.3 L'efficacité de l'échangeur de chaleur

La réduction de l'efficacité de l'échangeur de chaleur à une incidence directe sur les performances du système de liquéfaction.

Soit l'efficacité de l'échangeur de chaleur « E », définie par :

$$E = \frac{\text{Energie réellement transférée}}{\text{Energie maximal transférée}}$$

Dans les bilans d'énergie, on a supposé l'efficacité qui vaut « 1 », relativement à tous les échangeurs. Avec une efficacité inférieure à « 1 », le refus de liquéfaction ne peut quitter le dernier échangeur à l'état « 1 » mais à une température  $T'_1 < T_1$ . D'où, si on prend l'efficacité de l'échangeur au refus de liquéfaction, on a :

$$E = \frac{h'_1 - h_g}{h'_1 - h_l} \dots\dots\dots (1)$$

$h'_1$  : L'enthalpie réelle de sortie de dernier échangeur.

$h_g$  : L'enthalpie de gaz saturé.

Dans ce cas, la fraction de gaz liquéfié par le système de Claude, s'écrit :

$$Y = \frac{h'_1 - h_2}{h'_1 - h_l} + x \cdot \eta_{\text{ad,t}} \frac{h_3 - h_e}{h'_1 - h_l} \dots\dots\dots (2) \quad \text{II.106}$$

$$\text{De (1), on tire } h'_1 = E(h_1 - h_g) + h_g \dots\dots\dots (3) \quad \text{II.107}$$

(3) dans (2) :

$$Y = \frac{(h_1 - h_2) - (1 - E)(h_1 - h_g)}{(h_1 - h_l) - (1 - E)(h_1 - h_g)} + x \cdot \eta_{\text{ad,t}} \frac{(h_3 - h_e)}{(h'_1 - h_l)} \quad \text{II.108}$$

**Remarque**

Il existe une valeur minimale (critique) de l'efficacité de l'échangeur «  $E_c$  », en dessous de laquelle il n'y aura aucune quantité de gaz liquéfié :

Prenons toujours le système de Claude :

La relation (2) donne pour  $y = 0$  :

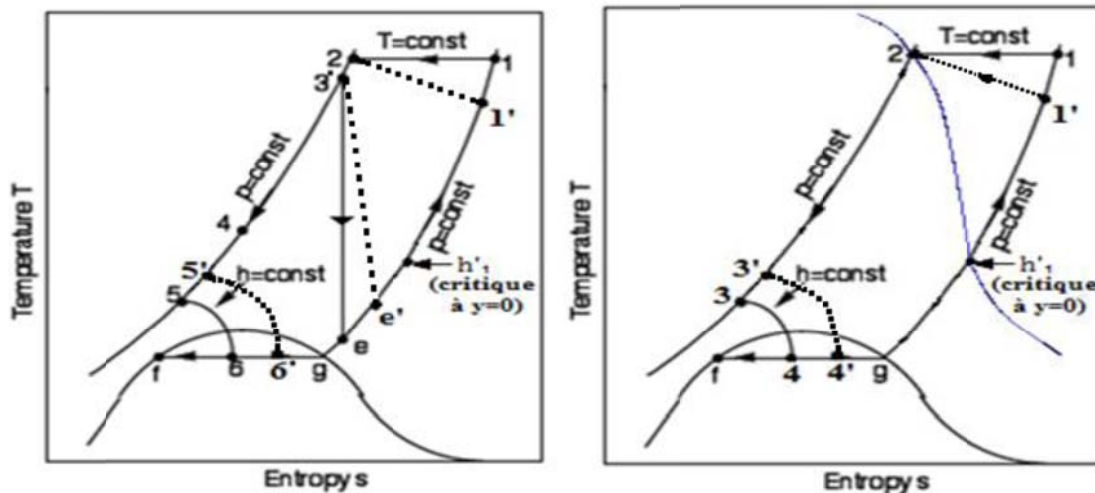
$$h'_1 - h_2 + x \cdot \eta_{ad,t}(h_3 - h_e) = 0 \tag{II.109}$$

$$h'_1 = h_2 - x \cdot \eta_{ad,t}(h_3 - h_e) \dots\dots\dots (4) \tag{II.110}$$

On remplace  $h'_1$  dans (1) :

$$E_{cri} = \frac{(h_2 - h_g)}{(h_1 - h_g)} - x \cdot \eta_{ad,t} \frac{(h_3 - h_e)}{(h'_1 - h_g)} \dots\dots\dots (5) \tag{II.111}$$

Les résultats pour le système simple de Linde, peuvent être obtenus en mettant  $x = 0$ , ( $y, E_{cri}$ ) ( $h'_{1(cri)} = h_2$ )



**Système de Linde**

**Système de Claude**

Dans ces conditions, le travail net effectué par kg de gaz comprimé devient (cycle de Claude) :

$$W_{net} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(S'_1 - S_2) - (h_1 - h_2)] - x \cdot \eta_{g,t} \cdot (h_3 - h_e) \tag{II.112}$$

$$\Rightarrow W_{net} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(S'_1 - S_2) - (h_1 - h_2) + (1 - E)(h_1 - h_g)] - x \cdot \eta_{g,t} \tag{II.113}$$

**II.8.4 Influence de l'isolation extérieure des échangeurs de chaleur**

Une mauvaise isolation d'un échangeur de chaleur entraîne une diminution de la fraction de gaz liquéfié.

Restons dans le même exemple précédent (système de Claude), et effectuant un bilan de premier principe de la thermodynamique sur l'ensemble du système, excepté le compresseur :

$$\dot{Q} - \dot{W}_1 - (\dot{m} - \dot{h}_1)h'_{1'} - \dot{m}_1 h_1 + \dot{m} h_2 = 0 \quad \text{II.114}$$

On devise sur  $\dot{m}$  :

$$\frac{\dot{Q}}{\dot{m}} - \frac{\dot{W}_1}{\dot{m}} - (1 - y)h'_{1'} - y h_1 + h_2 = 0 \quad \text{II.115}$$

En tenant compte des différents rendements :  $\frac{\dot{W}_1}{\dot{m}} = x \cdot \eta_{g,t} \cdot (h_3 - h_e)$

$$\Rightarrow y = \frac{h'_{1'} - h_2}{h'_{1'} - h_1} + x \cdot \eta_{g,t} \frac{h_3 - h_e}{h'_{1'} - h_1} - \frac{\frac{\dot{Q}}{\dot{m}}}{h'_{1'} - h_1} \quad \text{II.116}$$

En utilisant l'expression de  $h'_{1'} = h_2 + E(h_1 - h_g) + h_g$ , on obtient :

$$y = \frac{(h_1 - h_2) + (1 - E)(h_1 - h_g)}{(h_1 - h_1) + (1 - E)(h_1 - h_g)} + \eta_{g,t} \frac{h_3 - h_e}{(h_1 - h_1) + (1 - E)(h_1 - h_g)} - \frac{\frac{\dot{Q}}{\dot{m}}}{(h_1 - h_1) + (1 - E)(h_1 - h_g)} \quad \text{II.117}$$

Donc ça nécessite une bonne isolation.

Les résultats sur le cycle de Linde sont obtenus en posant  $x = 0$ .

## II.9 Conclusion

La liquéfaction d'un gaz peut être effectuée par plusieurs procédés. Dans ce chapitre, nous avons étudié les différents cycles de liquéfaction des gaz afin d'aboutir via les bilans thermiques adéquats aux paramètres prépondérants du problème. La fraction de gaz liquéfié, la consommation énergétique ainsi que les facteurs qui influencent les performances d'un système de liquéfaction ont été tous mis en exergue.

# CHAPITRE III



### III.1 Introduction [14]

Dans ce chapitre nous présenterons une étude des systèmes de liquéfaction des gaz cryogéniques à de basses températures. La liquéfaction d'air dans la production de l'oxygène est la première application utilisée dans le domaine. Aujourd'hui, la production et la vente des gaz liquéfiés est un domaine d'une grande importance dans la technologie des gaz cryogénique.

Dans ce chapitre, nous présenterons plusieurs systèmes employés pour liquéfier les fluides cryogéniques.

### III.2 Système de liquéfaction pour le Néon, l'Hydrogène et l'Hélium [14]

En raison de sa simplicité, le système de Linde-Hampson est tout indiqué pour les usines de liquéfaction de petite taille. Cependant, le système de base de Linde-Hampson sans le pré réfrigération ne fonctionnerait pas pour le néon, l'hydrogène ou l'hélium parce que la température maximum d'inversion pour ces gaz est au-dessous de la température ambiante. Avec le système pré réfrigéré, la température du gaz entrant dans la partie basique du système peut être abaissée au-dessous de la température ambiante en choisissant le fluide adéquat pour pré réfrigérer le système.

Par principe, n'importe quel fluide qui a une température de triple-point au-dessous de la température maximum d'inversion du néon ou hydrogène pourrait être employé en tant que pré réfrigérant. De tels fluides incluraient le fluor, l'oxygène, l'air, le méthane, l'argon et l'azote. Les quatre premiers peuvent être éliminés par rapport à des considérations pratiques en raison de leur risque d'explosion. L'argon serait une possibilité ; cependant, il est généralement plus cher que l'azote liquide. Ceci laisse l'azote liquide comme choix unique pour le fluide pré réfrigérant pour des systèmes de liquéfaction d'hydrogène et de néon.

Le système Linde-Hampson pré réfrigéré à l'azote liquide est schématisé sur la **figure III.1**. Pour de petites installations de laboratoire, le sous-système de liquéfaction d'azote serait remplacé par un petit récipient duquel l'azote liquide pourrait être retiré et passé par le bain de pré réfrigération, et la vapeur est déchargée par un échangeur de chaleur à trois canaux vers l'extérieur. Pour des systèmes de plus grande échelle, une étude économique est nécessaire pour déterminer si une séparation avec la partie de liquéfaction d'azote devrait être employée.

Le rendement en liquide est donné par :

$$Y = \frac{h_7 - h_4}{h_7 - h_f}$$

En application du premier principe de la thermodynamique au flux stationnaire aux deux échangeurs de chaleur dans le sous-système d'hydrogène ou de néon, le bain d'azote liquide, le récepteur d'hydrogène liquide ou de néon et valve d'expansion pour aucune chaleur en fuites.

$$\dot{m}_{N_2} h_c + (\dot{m} - \dot{m}_f) h_1 + \dot{m}_f h_f - \dot{m}_2 h_a - \dot{m} h_2 = 0 \quad \text{III.1}$$

Là où  $\dot{m}_{N_2}$  est le débit massique d'azote liquide vaporisé pour le pré réfrigération l'hydrogène ou le néon entrant,  $\dot{m}$  est le débit massique d'hydrogène ou de néon traversant le compresseur,  $\dot{m}_f$  est le débit massique d'hydrogène ou du néon liquéfiés. Nous définissons le taux du boil-off par unité de masse de l'hydrogène ou du néon comprimé par :

$$Z = \dot{m}_{N_2} / \dot{m}$$

Puis, résolvant pour Z :

$$Z = \frac{h_2 - h_1}{h_c - h_a} + Y \frac{h_1 - h_f}{h_c - h_f} \quad \text{III.2}$$

La quantité d'azote vaporisée par unité de masse de l'hydrogène ou du néon liquéfié serait :

$$\frac{\dot{m}_{N_2}}{\dot{m}_f} = \frac{\dot{m}_{N_2} / \dot{m}}{\dot{m}_f / \dot{m}} = \frac{Z}{Y}$$

Le rendement en liquide pour le système pré réfrigéré de Linde Hampson pourrait être amélioré en abaissant la température à l'entrée de l'échangeur de chaleur froid. Ceci peut être accompli facilement dans système de liquéfaction d'hydrogène ou de néon en abaissant la pression dans le bain d'azote liquide, à cause de la vaporisation de l'azote liquide dans le bain pré réfrigérant, une réduction de pression abaisse la température de point d'ébullition ou la température de bain. Il y a une limite pratique à ce processus d'abaissement de la température du bain. Cependant, à 63.2 K (113,4°R) l'azote liquide se solidifie sous sa propre pression de vapeur (point triple de l'azote), et davantage de réduction de pression a comme conséquence plus d'azote solide que d'azote liquide. Il est alors difficile d'avoir un bon contact thermique entre l'azote solide et les parois de l'échangeur de chaleur. Ce phénomène limite la température pré réfrigérant dans le bain aux valeurs au-dessus de 63.2 K.

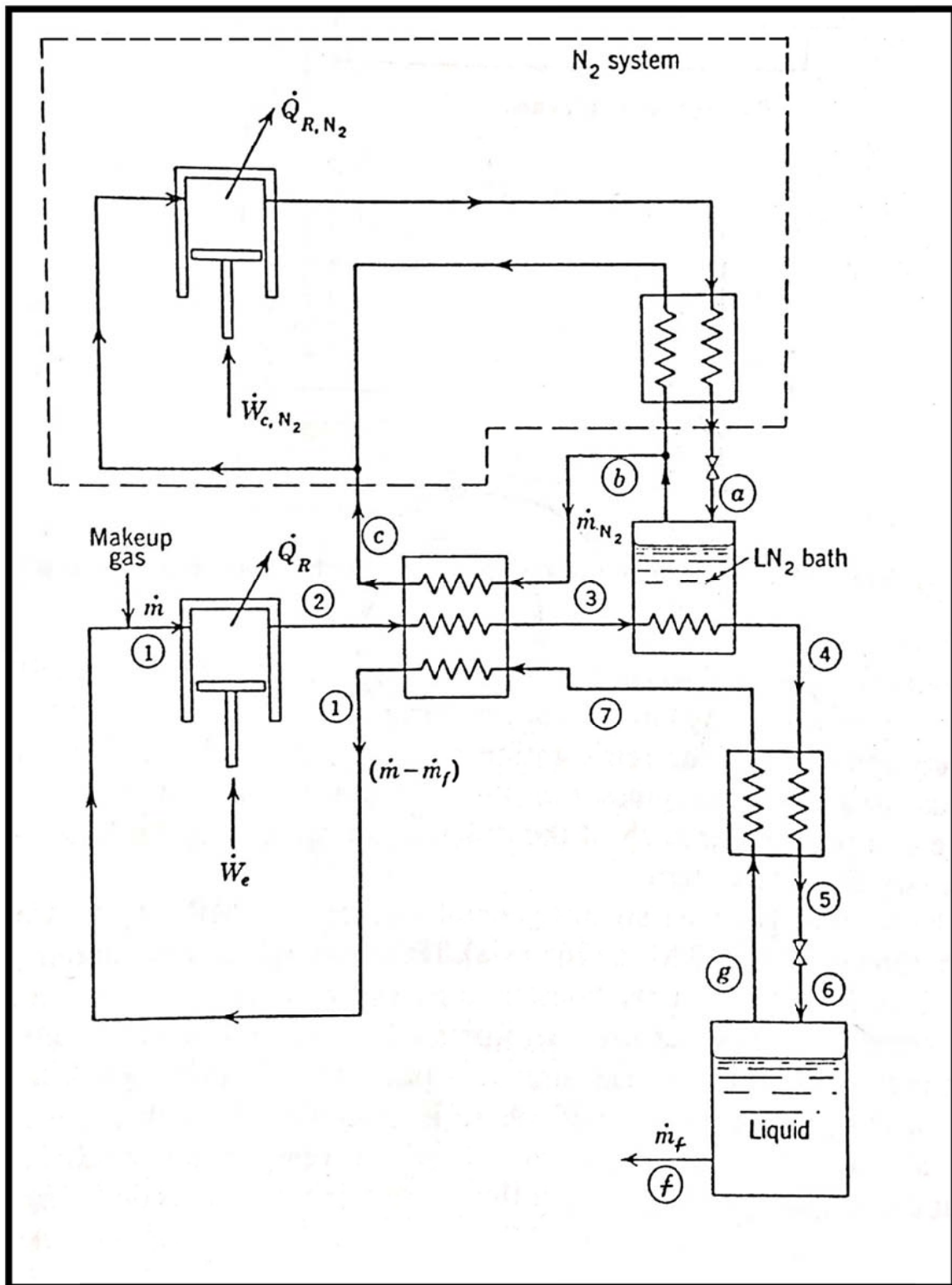


Figure III.1 : cycle de Linde-Hampson.

### III.3 Système de Claude pour l'hydrogène ou le néon [14]

Le système de Claude ne dépend pas principalement de la valve d'expansion de Joule-Thomson pour produire les basses températures, mais aussi de la détente sèche au niveau de la turbine d'expansion. Par conséquent, le système peut être employé pour l'hydrogène ou le néon sans modification. Cependant, la production du liquide est améliorée, si un bain de pré-refroidissement d'azote liquide est employé avec le système de Claude.

Ce procédé est représenté en **figure III.2**. Avec l'emploi de l'azote liquide comme fluide de pré-refroidissement, le système de Claude pour la production d'hydrogène a un facteur de mérite 50 à 70 pour cent plus important que celui de Linde-Hampson avec pré-refroidissement dans les mêmes considérations.

Pour chercher l'expression de la fraction de gaz liquéfié  $y$ , nous appliquerons le 1<sup>er</sup> principe de la thermodynamique sur tous le cycle hormis le compresseur et la turbine.

On aura :

$$\dot{m}h_2 + \dot{m}_e h_s + \dot{m}_{N_2} h_a - \dot{m}_e h_e - (\dot{m} - \dot{m}_f)h_1 - \dot{m}_f h_f - \dot{m}_{N_2} h_b = 0 \quad \text{III.3}$$

On pose:

$$x = \dot{m}_e / \dot{m} : \text{la fraction de gaz détendu au niveau de la turbine}$$

$$z = \dot{m}_{N_2} / \dot{m} : \text{la fraction de gaz consommée au niveau du système de pré-}$$

refroidissement à l'azote

$$y(h_1 - h_f) = (h_1 - h_2) + x(h_e - h_s) + z(h_b - h_a) \quad \text{III.4}$$

On obtient :

$$Y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} + x \frac{h_e - h_s}{h_1 - h_f} - z \frac{h_b - h_a}{h_1 - h_f} \quad \text{III.5}$$

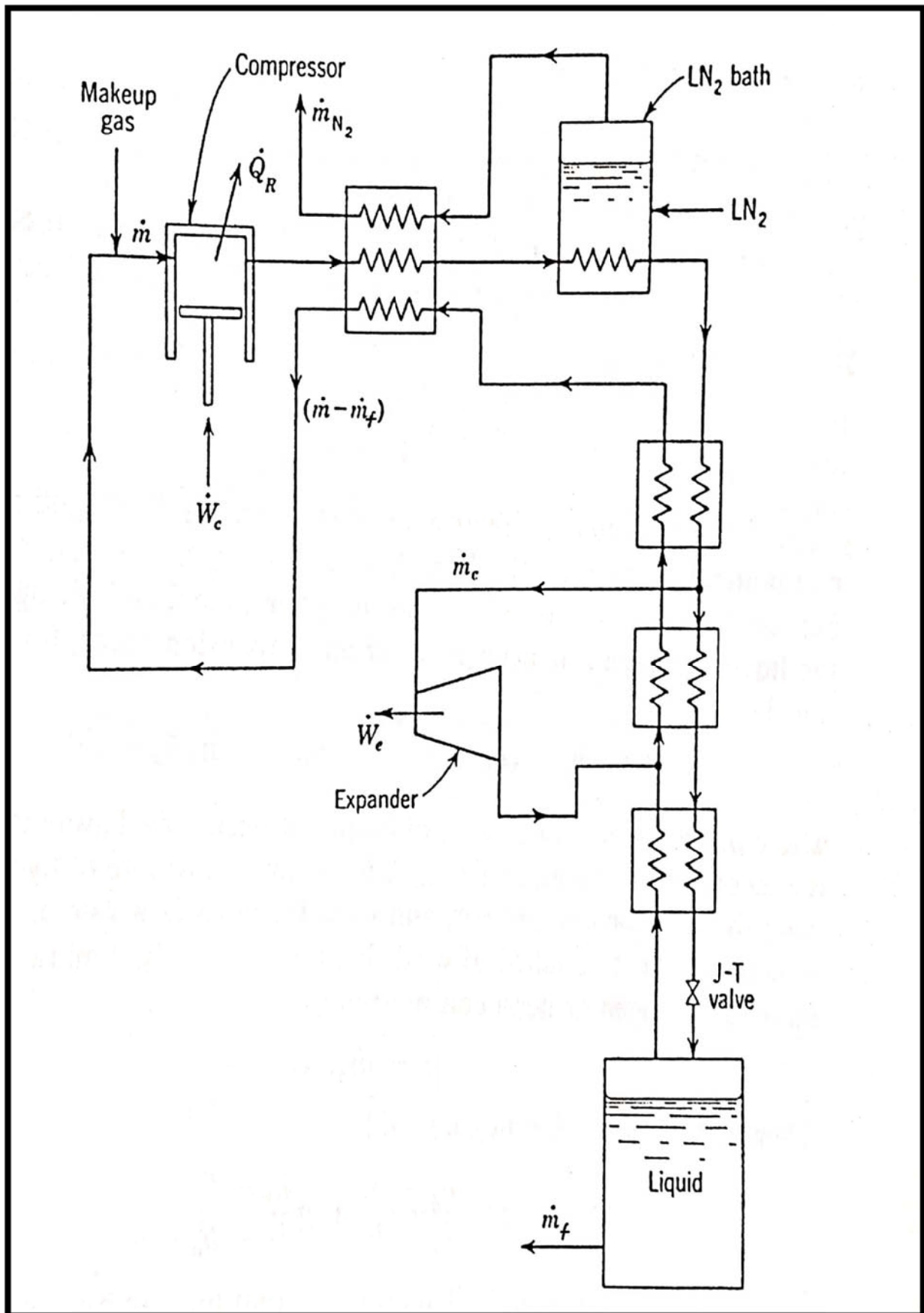


Figure III.2 : Système de Claude avec pré-refroidissement pour l'hydrogène ou néon.

### III.4 Système de Collins pour liquéfaction de l'hélium [14]

Si l'on dispose de l'hydrogène liquide, le système de Linde-Hampson avec pré-refroidissement peut être employé pour liquéfier l'hélium en utilisant l'hydrogène liquide produit en tant que pré-réfrigérant. Néanmoins, un procédé plus efficace et indépendant a été mis en place par Samuel C. Collins chez le Massachusetts Institute of Technology. Ce liquéfiant est une prolongation du système de Claude. Deux à cinq turbines d'expansion peuvent être utilisées dans ce système.

Appliquons la première loi (voir **Figure III.3**) pour le flux stationnaire au système composé de tous les équipements excepté le compresseur et les turbines d'expansion, nous constatons

que la fraction en liquide  $Y = \dot{m}_f / \dot{m}$  s'écrit :

$$Y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} + x_1 \frac{\Delta h_{e1}}{h_1 - h_f} + x_2 \frac{\Delta h_{e2}}{h_1 - h_f} \quad \text{III.6}$$

D'où :

$$x_1 = \frac{\dot{m}_{e1}}{\dot{m}}$$

$$x_2 = \frac{\dot{m}_{e2}}{\dot{m}}$$

$\Delta h_{e1}$  = changement d'enthalpie de fluide passant par la turbine 1

$\Delta h_{e2}$  = changement d'enthalpie de fluide passant par la turbine 2

$\dot{m}_{e1}, \dot{m}_{e2}$  = Débits massiques au niveau des turbines 1 et 2, respectivement.

Pour plus de deux détente, d'autres fractions  $X_i$  seront rajoutées au niveau de l'équation de Y

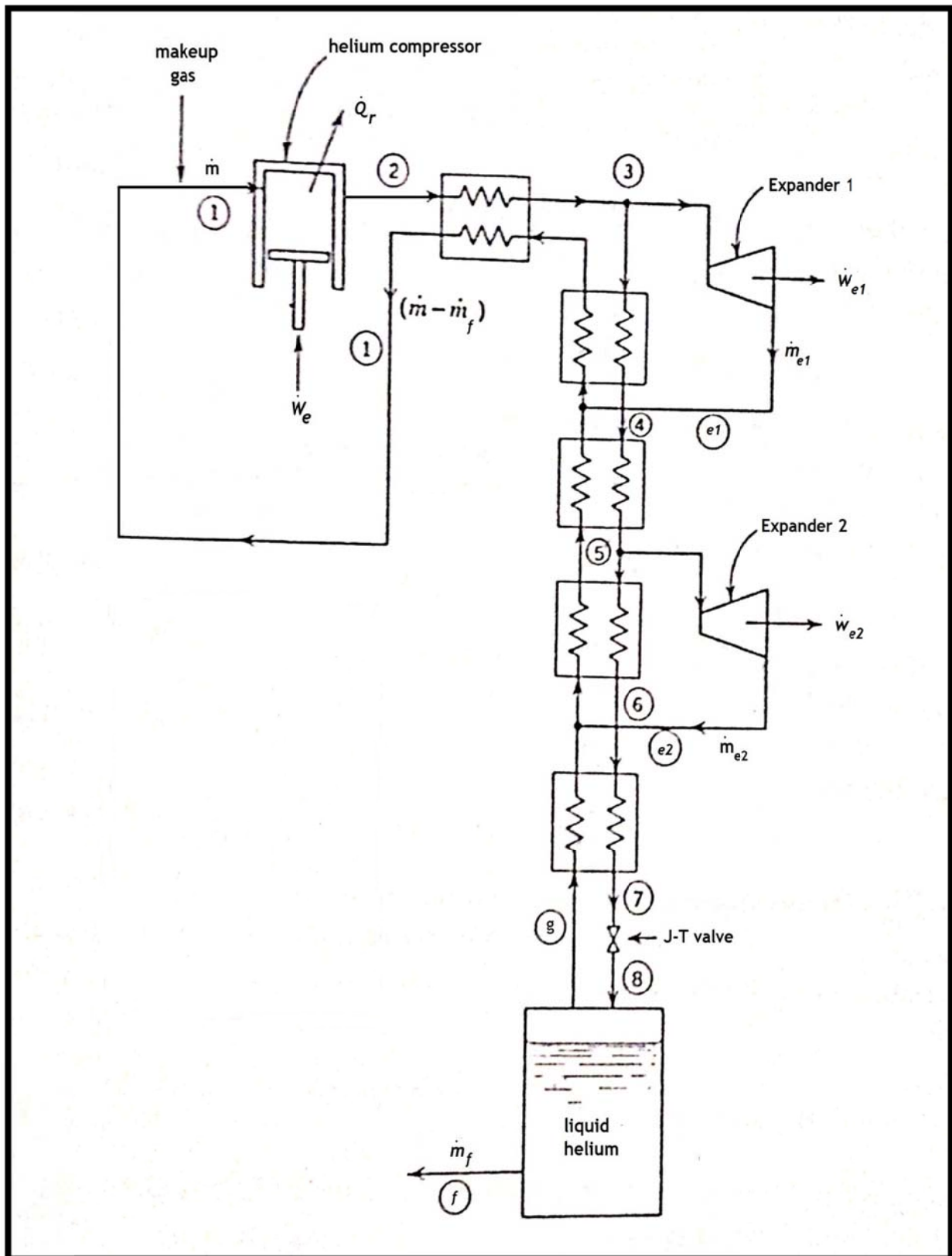


Figure III.3 : Système de Collins pour la liquéfaction l'Hélium.

### III.5 Système de liquéfaction d'hydrogène frigorifié par hélium [14]

Un réfrigérateur auxiliaire de gaz d'hélium peut être utilisé pour liquéfier l'hydrogène ou même le Néon, suivant les indications de la Figure III.4. Ce procédé utilise à la fois de l'azote liquide et un cycle fermé où de l'Hélium gazeux circule comme système de pré-refroidissement pour la production de l'Hydrogène liquide. Il est à noter que le cycle de réfrigération par l'Hélium est un système modifié de Claude dans lequel le gaz n'est pas liquéfié mais qui travaille dans des conditions plus froides que l'hydrogène liquide. L'hélium est comprimé, pré-refrigéré dans le bain d'azote liquide, et détendu dans une turbine pour produire les basses températures du cycle.

Un avantage du système frigorifié par l'Hélium est que des pressions relativement basses peuvent être employées. La taille du compresseur peut être réduite (bien que deux compresseurs soient exigés) et l'épaisseur de la pipe peut être réduite aussi. L'hydrogène doit être comprimé seulement pour assurer une pression assez élevée pour vaincre les chutes de pression irréversibles au niveau des échangeurs de chaleur et de la tuyauterie dans un système réel.



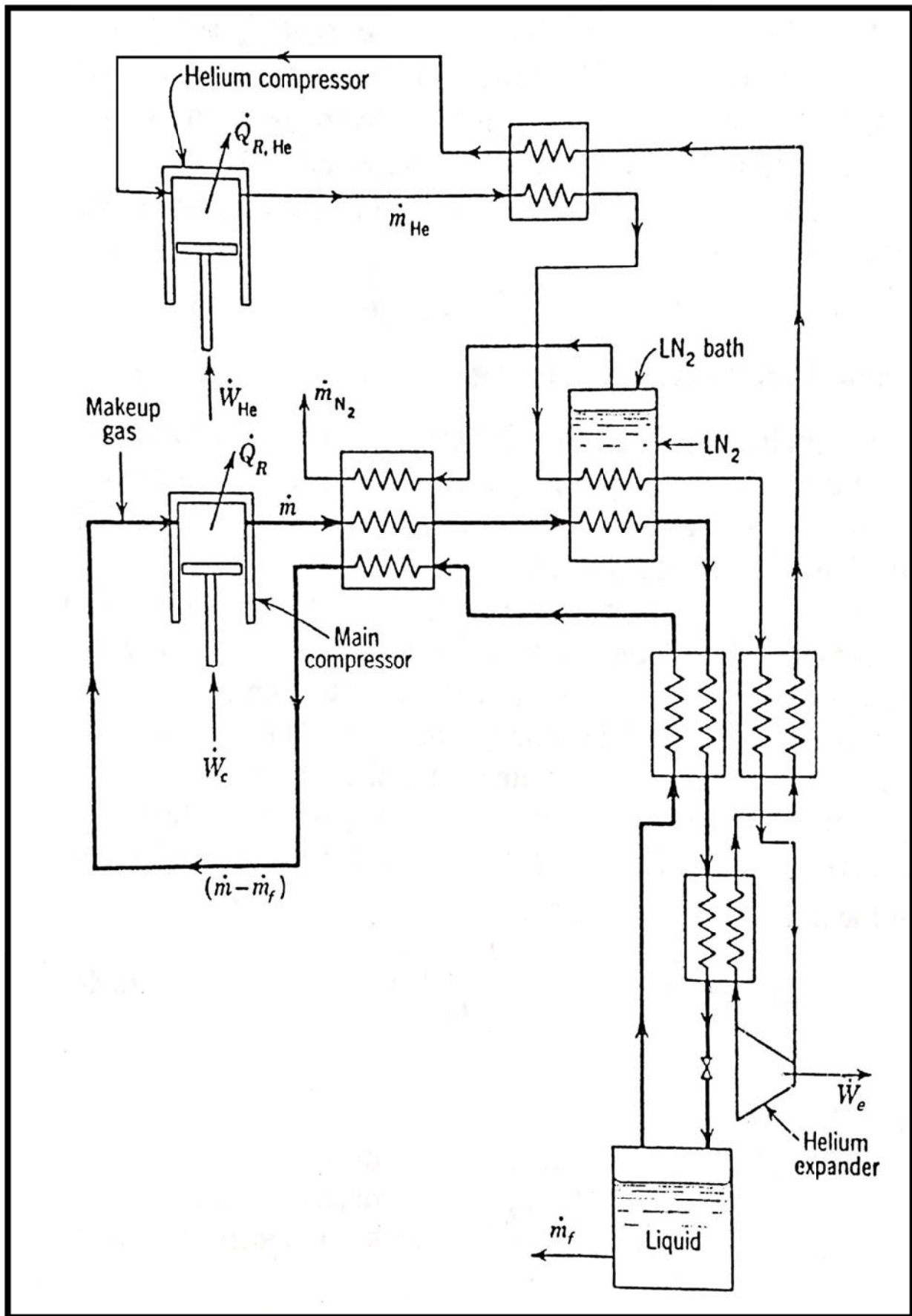


Figure III.4 : Système de liquéfaction d'hydrogène frigorifié par hélium.

### III.6 Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons présenté les systèmes cryogéniques spécifiques pour la liquéfaction des gaz Néon, Hydrogène et Hélium étant donné leur très basses températures d'ébullition et la difficulté des procédés classiques à les liquéfier. Des bilans thermodynamiques ont été établis pour ces cycles pour le calcul de la fraction de gaz liquéfié et qui seront utilisés dans le dernier chapitre. Deux de ces cycles seront l'objet de simulations à l'aide du logiciel de HYSYS pour évaluer leurs performances pour la liquéfaction du Néon et l'Hydrogène.

# CHAPITRE IV

### **IV.1 Introduction**

La liquéfaction de l'Hélium et de Néon demande des procédures pour être liquéfié. Ce chapitre est consacré à la simulation de procédés cryogéniques Collins et Claude avec pré-refroidissement par l'Azote liquide pour liquéfié ces deux gaz précédent, et pour faire cette simulation, on utilise le simulateur Aspen HYSYS l'un des plus performants logiciels de simulation.

### **IV.2 Simulation**

La simulation est défini comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèle mathématiques simples permettant de décrire son comportement. On peut distinguer principalement deux types de simulation : la simulation statique (steady state) et la simulation dynamique (transient state).

### **IV.3 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs [15]**

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 de d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques,... et sont à même de fournir l'information de base 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. Avant même de parler de modèles d'opération de transformation de la matière, il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi ces simulateurs disposent tous d'une base de données thermodynamique contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur,...). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges

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.

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

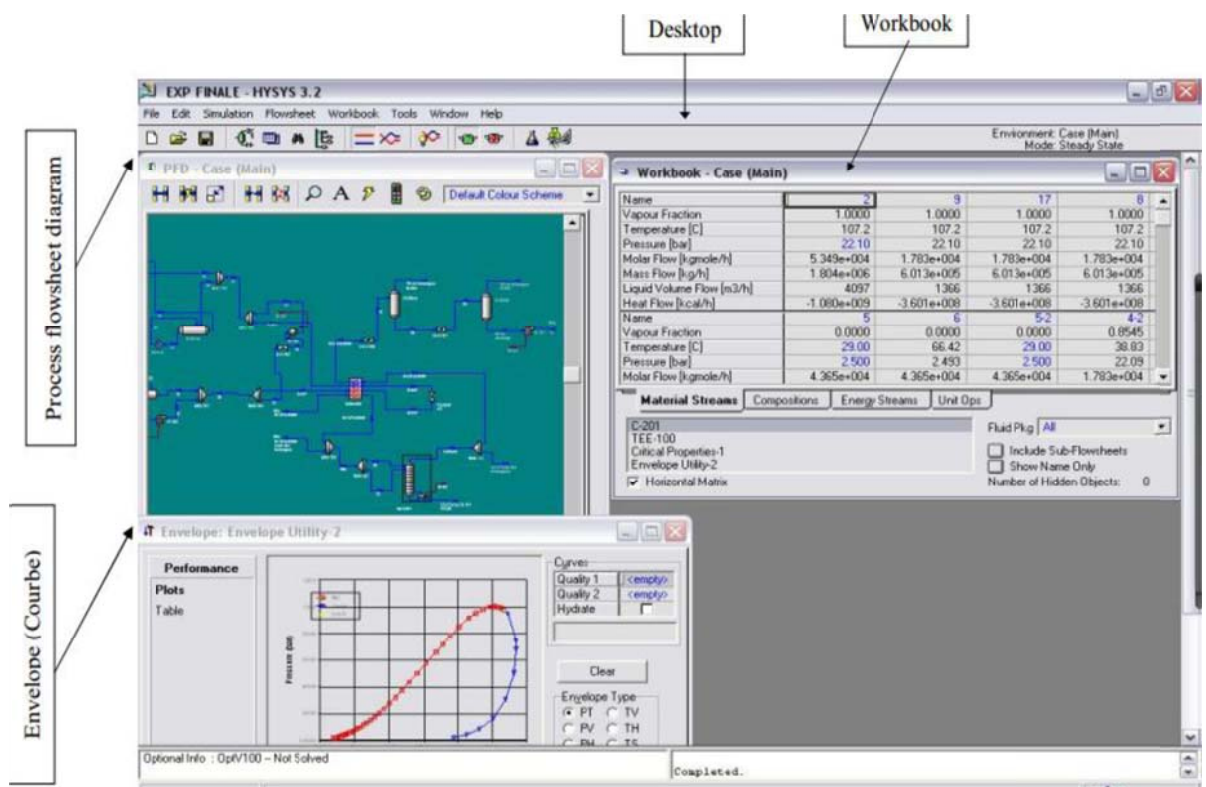
## IV.4 Aspen HYSYS

Aspen HYSYS est un outil de modélisation ayant notamment trait à la conception, à l'optimisation et au suivi des performances des procédés pétrochimiques (production, raffinage), gaziers et de séparation d'air.

## IV.5 Présentation d'Aspen HYSYS

### IV.5.1 Concepts de base du simulateur HYSYS

On définit les principaux concepts de base et vocabulaire associé, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans la simulation HYSYS



**Figure IV.1 :** Interface HYSYS montrant quelques vocabulaires qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle.

➤ **flowsheet**

C'est un ensemble d'objets « flowsheet Elements » (courant de matière, d'énergie, d'opération unitaires, de variable opératoires) qui constituent tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de donnée thermodynamique « fluide package ». Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « process Flow Diagram » (PFD), un « workbook ».

➤ **fluid package**

Il permet de définir les composants chimiques dans le procédé simulé et leur effecte, 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 courants.

➤ **process flow diagram**

Ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « flowshet » 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 formes de tableau de données.

➤ **Desktop**

C'est l'espace principale de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.

➤ **Property view**

Il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant).

➤ **simulation case**

C'est l'ensemble des (fluid packages), (flowsheet) et (flowsheet elements) qui constituent le modèle.

### IV.5.2 Enivrement de simulation

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

- « **basis manager** » : cet environnement permet de créer et modifier le « fluid package ».
- « **oil characterization** » : est utilisé pour caractériser les fluides de type pétrolier.
- « **main flowsheet** » : permet de définir la topologie de flowsheet principal de la simulation. Il est utilisé pour placer et définir les différents courants, opérations unitaire et « Sub-flowsheets » qui constitue le procédés simulé.
- « **Sub-flowsheet** » permet de définir la topologie d'un sous ensemble particulier des schémas principal (un courants ou une opération particulière et des autres Sub-flowsheets).
- « **column** » c'est un objet particulier permettant de définir la topologie de l'opération unitaire colonne à distiller. Il possède des propres « flowsheet », « fluid package », « PFD » et « workbook ».

### IV.6 Etapes d'utilisation du logiciel HYSYS

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

- Démarrage de HYSYS
- Création d'un fichier
- Choix des composés
- Sélection d'un modèle thermodynamique
- Construction des courants et des unités
- Exécution du programme de simulation
- Interprétation des résultats.

### IV.7 Equipements nécessaires

On utilise le logiciel Aspen HYSYS pour simuler des cycles cryogéniques afin d'obtenir un liquide, donc il est nécessaire d'équipements pour réaliser cette simulation.

Et pour chaque composant de HYSYS, il est nécessaire de définir l'entrée, la sortie et une énergie (compresseur/turbine).

### IV.7.1 Mixeur

L'opération de mélangeur combine deux jets ou plus d'admission pour produire un jet de sortie unique. Un équilibre complet de la chaleur et de matériel est exécuté avec le mélangeur. C'est-à-dire, l'une température inconnue parmi les jets d'admission et de sortie est toujours calculée rigoureusement. Si les propriétés de toute l'admission coule au mélangeur sont connues (la température, pression, et composition), les propriétés du jet de sortie est calculées automatiquement depuis la composition, pression, et l'enthalpie est connue pour ce jet.

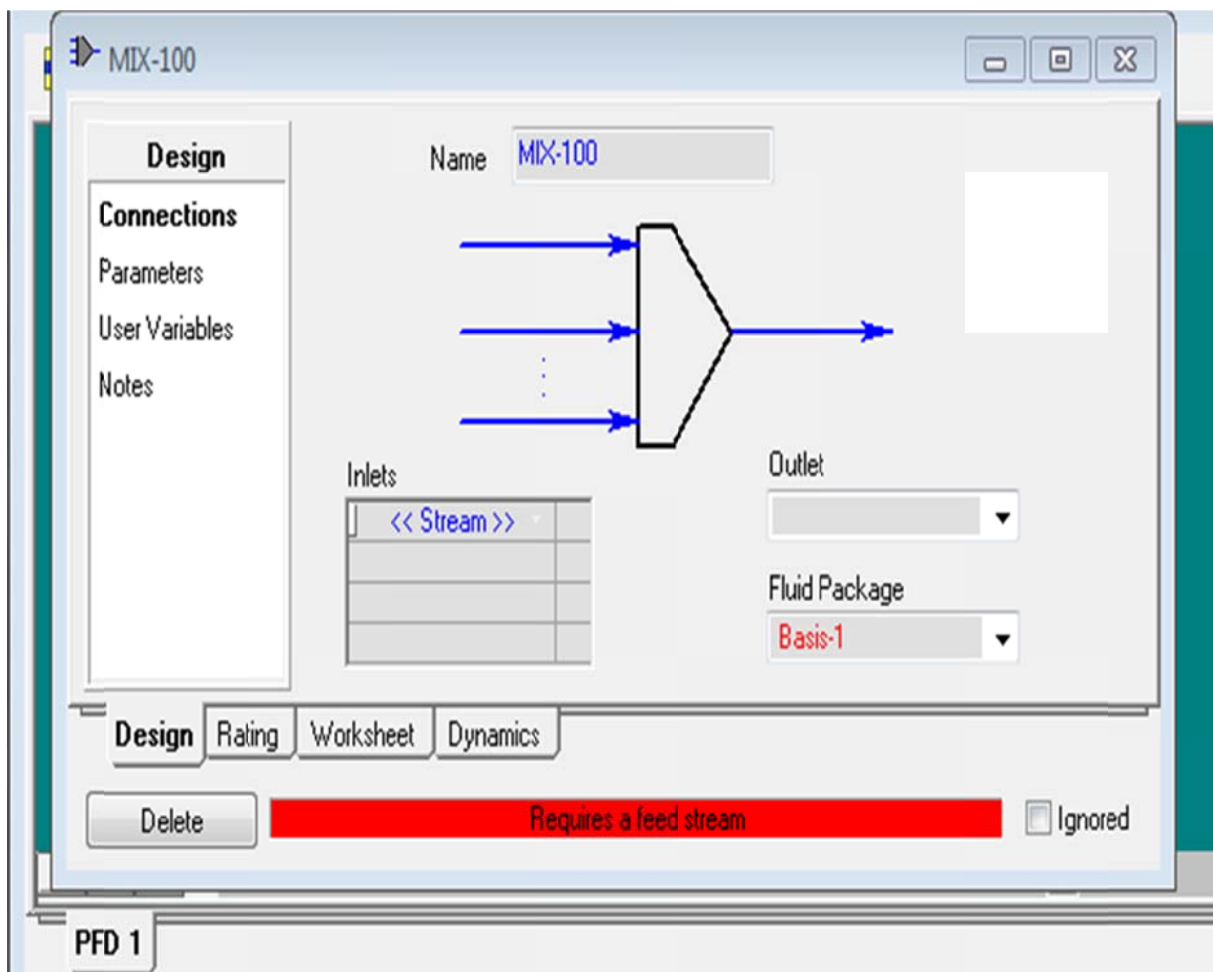


Figure IV.2 : installation d'un mixeur dans HYSYS.



### IV.7.2 Compresseur

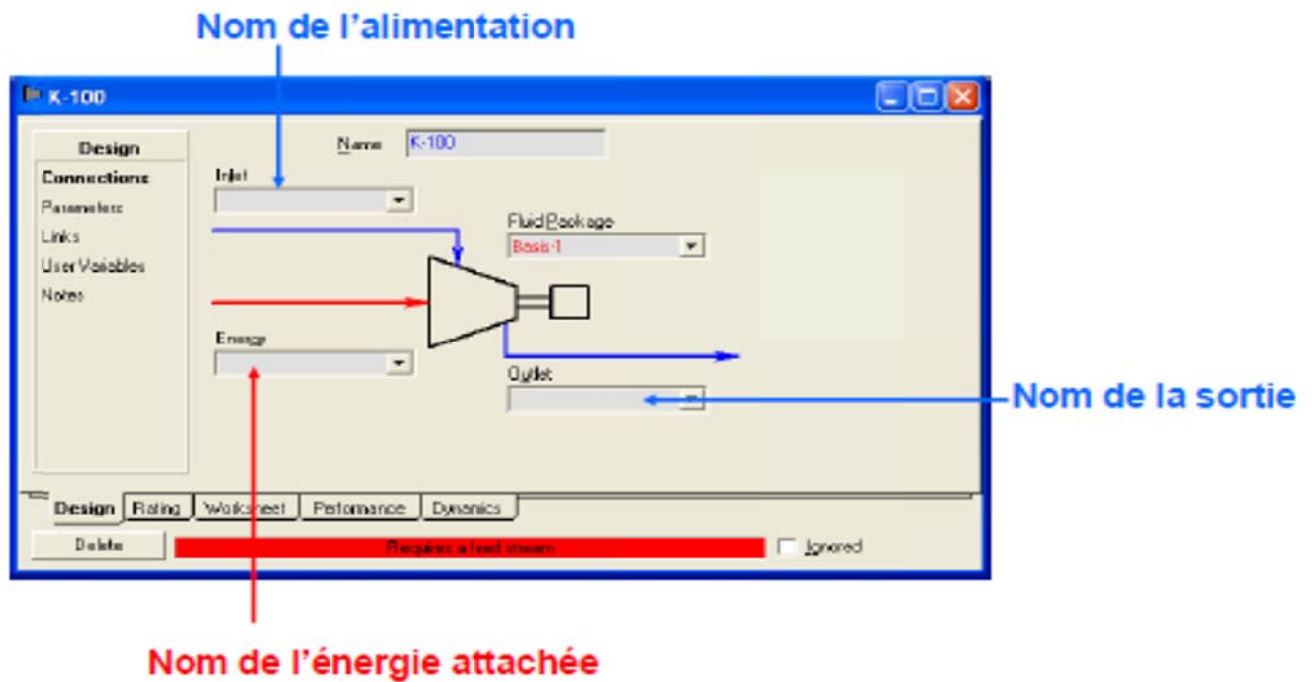


Figure IV.3 : installation d'un compresseur.

### IV.7.3 Turbine

Le rôle de la turbine est de détendre la pression des gaz pour obtenir une basse température et basse pression.

Dans les paramètres de la turbine, on définit les valeurs suivantes qui sont représenté dans la figure :

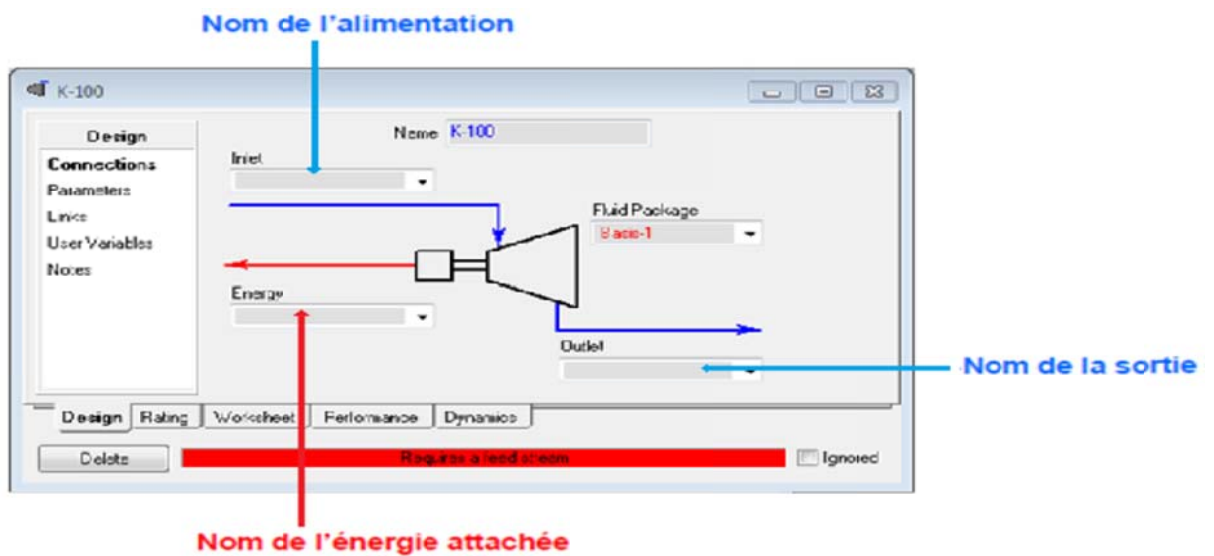


Figure IV.4 : installation d'un compresseur.

### IV.7.4 Echangeur de chaleur

Le modèle d'échangeur de GNL (gaz naturel liquéfié) résout la chaleur et des équilibres de matière pour des échangeurs de chaleur de multi-jet. La méthode de solution peut manipuler une large variété de variables spécifiques et inconnues.

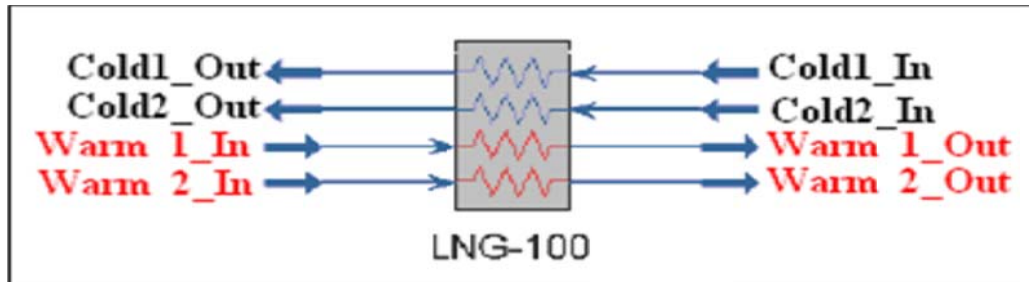


Figure IV.5 : Echangeur de chaleur LNG dans HYSYS.

### IV.7.5 Vanne de Joule-Thomson « J-T »

La vanne J-T permet de réaliser une détente isenthalpique.

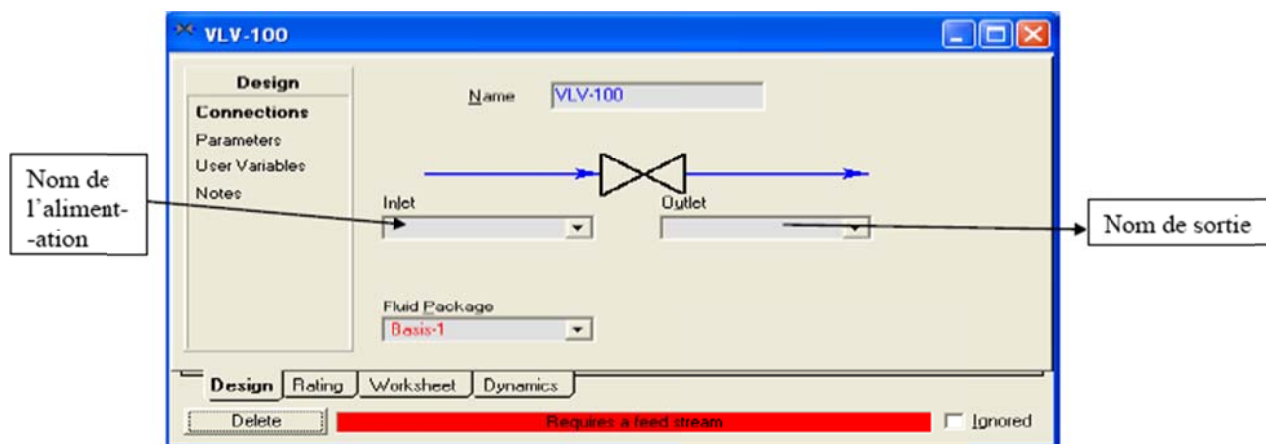


Figure IV.6 : Installation d'une vanne.

Pour le calcul d'une vanne, il est nécessaire de spécifier soit :

- La perte de charge.
- Ou la pression de sortie.
- Ou la température de sortie.

### IV.7.6 Séparateur

Alimentation multiples, une vapeur et un jet liquide de produit. Le séparateur divise le contenu de gaz en deux phases :

- La phase vapeur.
- La phase liquide.

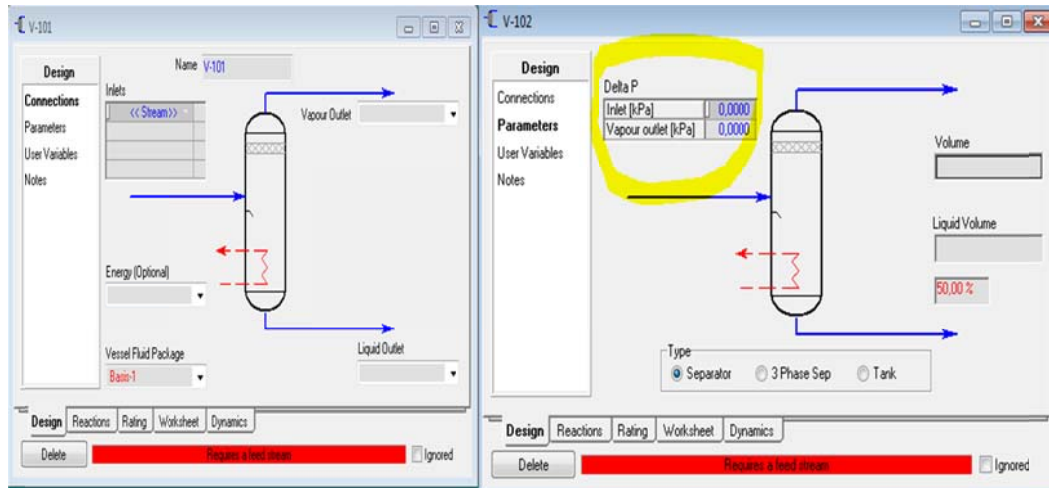


Figure IV.7 : Installation d'un séparateur.

### IV.7.7 Recycleur

Son rôle est de réutiliser les jets, c'est la partie non liquéfié au niveau de séparateur qui réutiliser dans le recycle.



Figure IV.8 : Installation d'un Recycleur.

## IV.8 Simulation des cycles de liquéfaction Collins et Claude avec pré-refroidissement

### IV.8.1 Simulation de cycle de Claude avec pré-refroidissement par l'azote pour liquéfie le Néon

### IV.8.1.1 Les paramètres d'entrée et de sortie donnée

#### ➤ Compresseur

$$\begin{array}{l} \text{À l'entrée :} \\ \text{À la sortie :} \end{array} \left\{ \begin{array}{l} P= 1 \text{ atm (101.3kPa)} \\ T=273\text{k} \\ \eta_c=75\% \text{ (adiabatique).} \\ \dot{m}=3600 \text{ kg/h} \end{array} \right.$$

$$P=60\text{atm (6079kPa).}$$

#### ➤ Turbine

$$\begin{array}{l} \text{A l'entrée :} \\ \text{A la sortie :} \end{array} \left\{ \begin{array}{l} P=60\text{atm} \\ T=85\text{k} \\ \eta_t=82\% \text{ (adiabatique)} \\ X=0.4. \end{array} \right.$$

$$p = 1 \text{ atm.}$$

#### ➤ La vanne

$$\left\{ \begin{array}{l} T=54.7\text{k} \\ P=60\text{atm est sort de } P=1\text{atm} \end{array} \right.$$

#### ➤ LN2 (l'entrée d'EC2)

$$\left\{ \begin{array}{l} \dot{m}=900\text{kg/h} \\ T=77.00\text{k} \\ P=1.013\text{bar.} \end{array} \right.$$



Le fluide (Néon) entre dans une compression isotherme de  $T=273\text{K}$  avec un débit  $\dot{m}=3600\text{ kg/h}$ , et pour le refroidi on utilise LN2 qui entre dans l'EC2 a une température très basse  $T=77\text{ k}$  et pression de  $P=1.013\text{bar}$  et sort à l'EC1 a une température  $T=300\text{k}$ .

Au niveau de TEE-100, le fluide refroidi se divise en deux fraction,  $X=0.4$  entre dans la détente isentropique de la turbine (K-100) à  $T=85\text{K}$  et  $P=60\text{atm}$  jusqu'à  $P=1\text{ atm}$ . L'autre partie de fluide refroidi est envoyé dans un échangeur de chaleur (EC5) pour être refroidi jusqu'à  $T=54.7\text{K}$ .

Ensuite, la détente isenthalpique ( $h=\text{cts}$ ) dans la vanne de J-T (VLV-100) jusqu'à attendre une température  $T=27.05\text{K}$  à l'état biphasique.

A la fin, ce fluide biphasique séparé dans le séparateur (V-100) :

- La phase liquide (f) c'est le produit de cycle à  $T=27.05\text{k}$  et une pression  $P=1\text{atm}$ .
- La phase gazeux (g) c'est la partie restante à l'état gazeux qui retourne au l'échangeur de chaleur pour le chauffée.

#### IV.8.1.2 Calcul des paramètres de performance du Néon cycle de Claude avec pré-refroidissement

Tableau IV.1 : Résultats obtenue de simulation par Aspen HYSYS (Claude).

Name	Vapour Fraction	Temperature	Pressure	Molar Flow	Mass Flow	Liquid Volume Flow	Heat Flow
7	1,0000	54,70	6079	107,0	2160	1,797	-6,235e+005
8	0,9090	27,05	101,3	107,0	2160	1,797	-6,235e+005
g	1,0000	27,05	101,3	97,28	1963	1,634	-5,511e+005
f	0,0000	27,05	101,3	9,742	196,6	0,1636	-7,245e+004
6	1,0000	75,73	6079	107,0	2160	1,797	-5,332e+005
9	1,0000	70,76	101,3	97,28	1963	1,634	-4,608e+005
10	1,0000	50,07	101,3	168,6	3403	2,832	-8,721e+005
5	1,0000	85,00	6079	107,0	2160	1,797	-5,050e+005
11	1,0000	58,00	101,3	168,6	3403	2,832	-8,439e+005
5'	1,0000	85,00	6079	178,4	3600	2,996	-8,417e+005
Te	1,0000	85,00	6079	71,35	1440	1,198	-3,367e+005
Ts	0,9438	27,05	101,3	71,35	1440	1,198	-4,113e+005
4	1,0000	274,2	6079	178,4	3600	2,996	-8,713e+004
12	1,0000	272,7	101,3	168,6	3403	2,832	-8,928e+004
3	1,0000	293,5	6079	178,4	3600	2,996	-1,428e+004
a	1,0000	120,0	101,3	10,71	300,0	0,3720	-5,506e+004
LN2	0,0000	77,00	101,3	10,71	300,0	0,3720	-1,279e+005
2	1,0000	300,0	6079	178,4	3600	2,996	1,025e+004
b	1,0000	200,0	101,3	10,71	300,0	0,3720	-3,053e+004
1	1,0000	273,0	101,3	178,4	3600	2,996	-9,329e+004
Ne	1,0000	278,3	101,3	9,742	196,6	0,1636	-4012
2'	1,0000	1780	6079	178,4	3600	2,996	5,508e+006
*** New ***							

**Tableau IV.2** : Propriétés de néon pour le processus de Claude.

Point	h (kJ/kg)	s (kJ/kg)
1	7.074	4.993
2	2.848	3.284
3	-3.967	3.261
4	-24.20	3.198
5	-233.8	1.865
6	-246.9	1.703
7	-288.7	1.042
8	-288.7	2.173
F	-368.4	-0.7761
G	-280.7	2.468
Te	-233.8	1.865
Ts	-285.6	2.286

De tableau **IV.2** on a obtenu les résultats suivant :

- ✓ Le débit de LNe :  $\dot{m}_f = 196.6 \text{ Kg/h}$ .
- ✓ La pression  $P = 101.3 \text{ KPa}$ .
- ✓ La température  $T = 27.05 \text{ K}$ .
- ✓ La fraction de vapeur est de 0.

- **Calcul de fraction de gaz liquéfiée y :**

$$y = \dot{m}_f / \dot{m}$$

A.N :

$$y = 196.6 / 3600 = 0.0546$$

$$y = 5.46\%$$

- **Le travail dépensé par un kg de gaz comprimé  $\dot{W}_{net}$**

$$\dot{W}_{net} = \dot{W}_c - \dot{W}_E$$

A.N :

$$\dot{W}_{\text{net}} = 5.60177 \cdot 10^6 - 7.459 \cdot 10^4 = 5527180 \text{ kJ/h}$$

$$\Rightarrow W_{\text{net}} = \dot{W}_{\text{net}} / \dot{m}$$

A.N :

$$W_{\text{net}} = 5527180 / 3600 = 1535.33 \text{ kJ/kg}$$

$$W_{\text{net}} = 1535.33 \text{ kJ/kg.}$$

- Le travail dépensé par un kg de gaz liquéfié  $W_1$

$$\Rightarrow W_1 = \dot{W}_{\text{net}} / \dot{m}_f$$

A.N :

$$W_1 = 5527180 / 196.6 = 28113.84 \text{ kJ/kg}$$

$$W_1 = 28113.84 \text{ kJ/kg}$$

- Calcul de FOM

$$FOM = \frac{w_{\text{idéal}}}{w_{\text{réel}}} = \frac{(\dot{W}_{\text{net}} / \dot{m}_f)_{\text{idéal}}}{(\dot{W}_{\text{net}} / \dot{m}_f)_{\text{réel}}}$$

A.N :

$$FOM = 1335 / 28113.84 = 0.0475$$

$$FOM = 4.75\%$$

**Avec :**

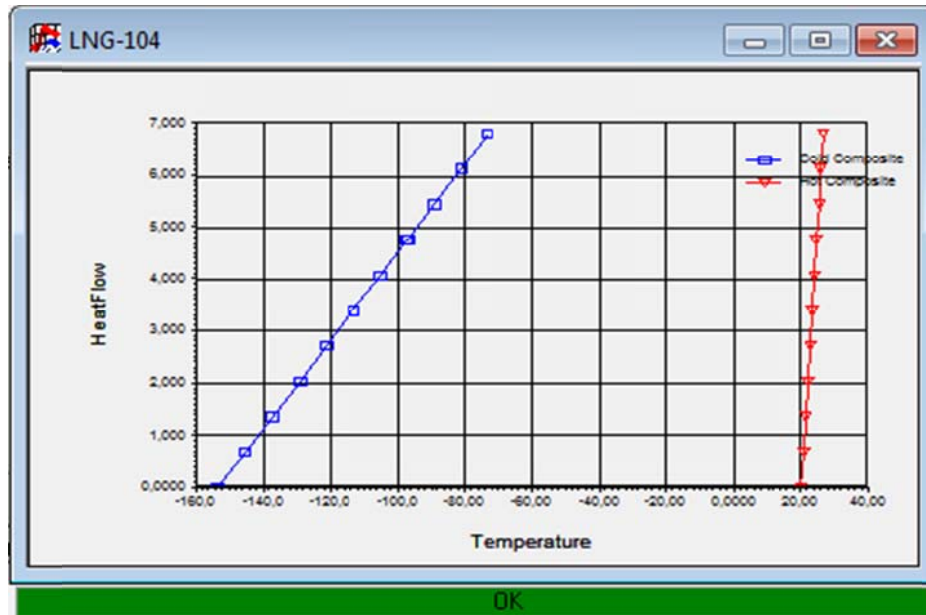
$\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}_f}\right)_{\text{idéal}}$  : Travail idéal de la liquéfaction de Néon à  $T=300\text{k}$  et  $P=1\text{bar}$  (voir l'annexe 1).

#### IV.8.1.3 Variation de flux de chaleur autour des échangeurs de chaleur

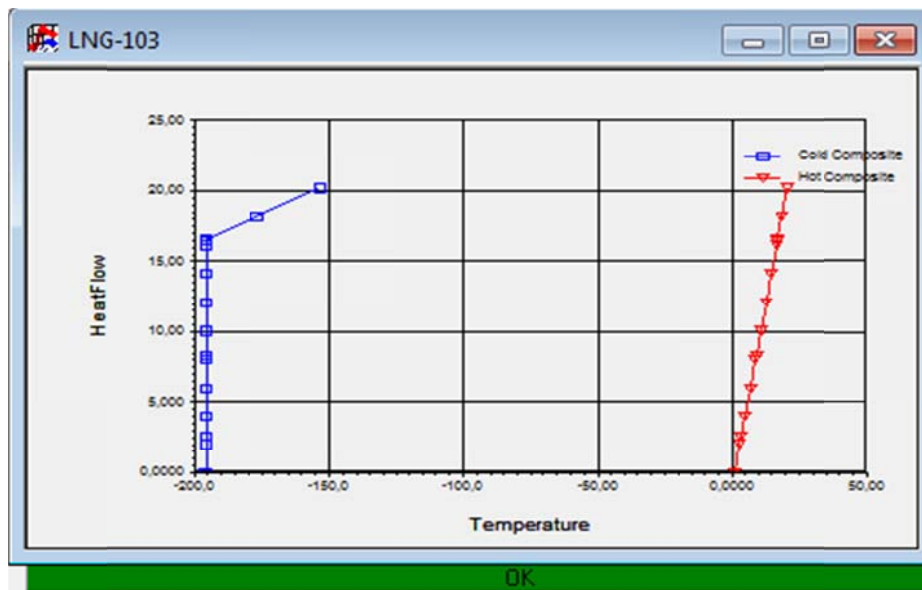
Les diagrammes suivants sont obtenus par la simulation de cycle de Claude, chaque des diagrammes montre la variation de flux de chaleur en fonction de température pour chaque fluide (chaud et froid).

Dans le EC1 et EC2 le fluide chaud est le Ne, et le fluide froid c'est le LN2.





**Figure IV.10 :** diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC1 (fluide chaud Ne, fluide froid LN2).



**Figure IV.11 :** Diagramme de flux de chaleur en fonction de température EC2 (LN2 fluide froid, Ne fluide chaud).

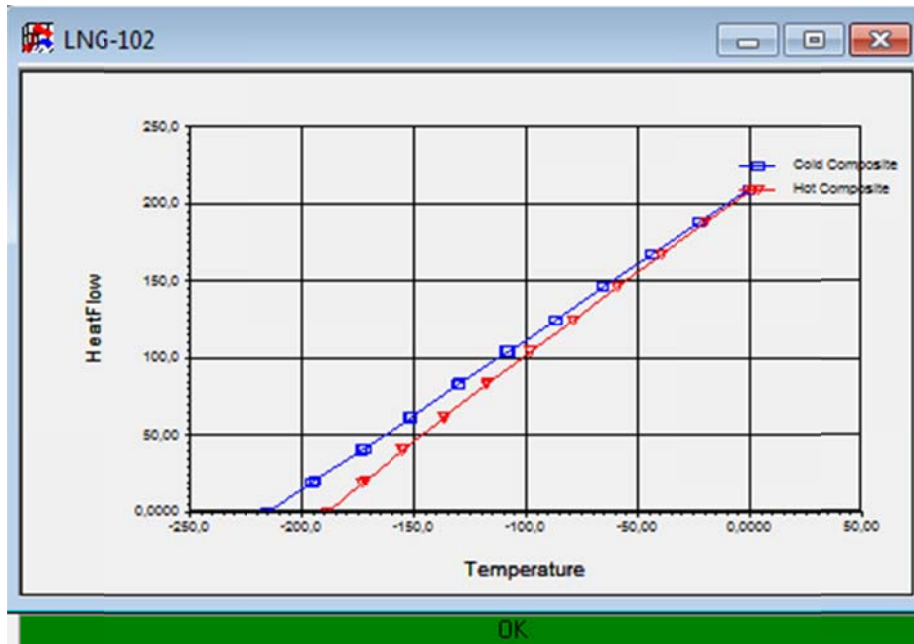


Figure IV.12 : diagramme flux de chaleur en fonction de température EC3.

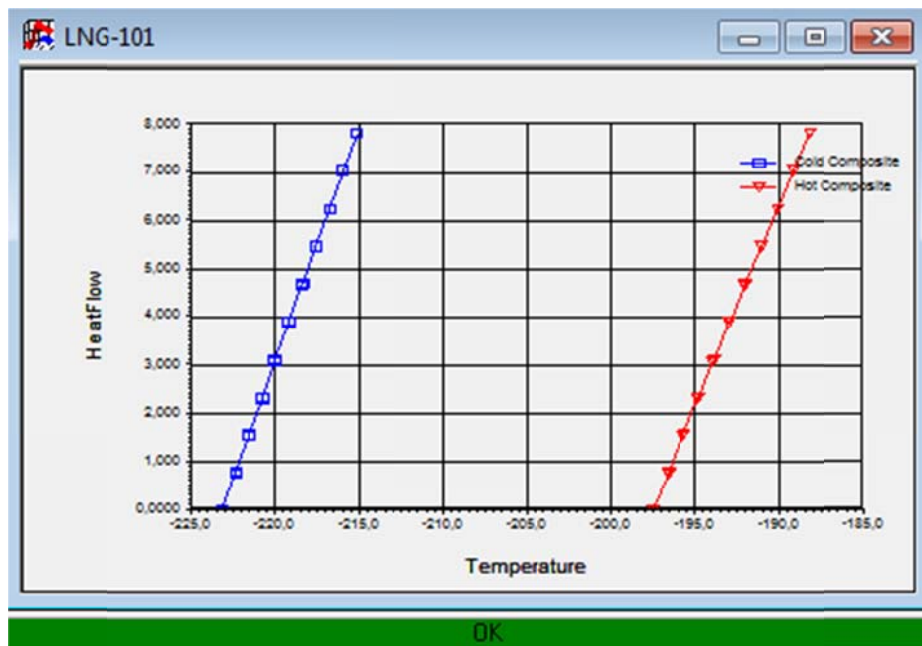


Figure IV.13 : diagramme flux de chaleur en fonction de température EC4.

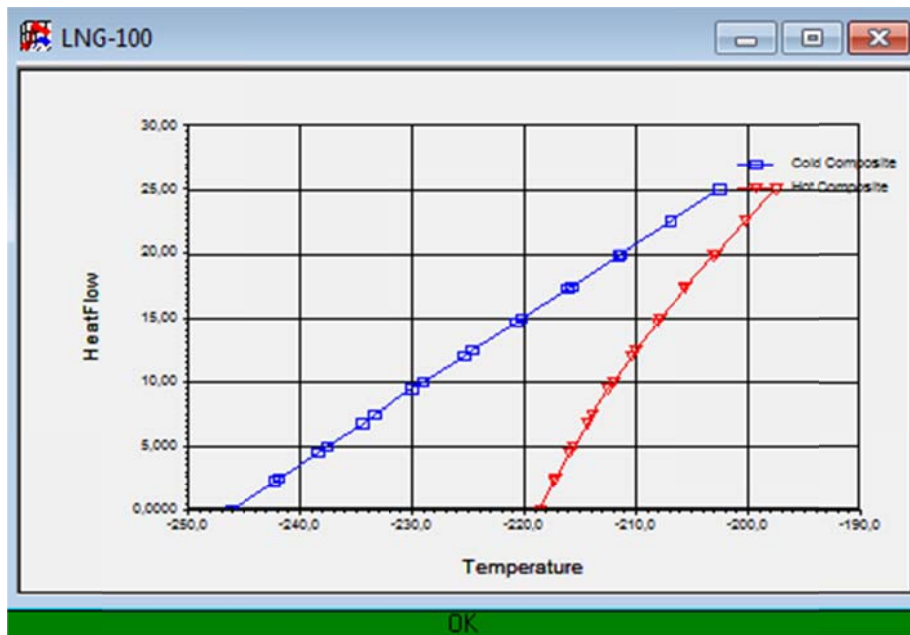


Figure IV.14 : diagramme flux de chaleur en fonction de température EC5.

## IV.8.2 Simulation de cycle de Collins pour la liquéfaction de l'Hélium

### IV.8.2.1 Paramètres d'entrée et de sortie donnée

#### ➤ Compresseur (K-100) :

$$\text{À l'entrée :} \quad \left\{ \begin{array}{l} T1 = 300 \text{ K,} \\ P1 = 140.3 \text{ KPa (1.4 bar)} \\ \dot{m} = 100 \text{ Kg/h.} \end{array} \right.$$

$$\text{À la sortie :} \quad P2 = 2000 \text{ KPa (20 bar).}$$

#### ➤ Echangeur LNG (EC 1) :

$$\text{À l'entrée :} \quad T3 = 300 \text{ K}$$

#### ➤ Les deux turbines :

- Turbine (EXP1) :

À l'entrée

$$\left\{ \begin{array}{l} T= 60 \text{ K} \\ P= 2000 \text{ KPa} \\ X_1= 0.25 \end{array} \right.$$

À la sortie  $P=140.3\text{KPa}$ .

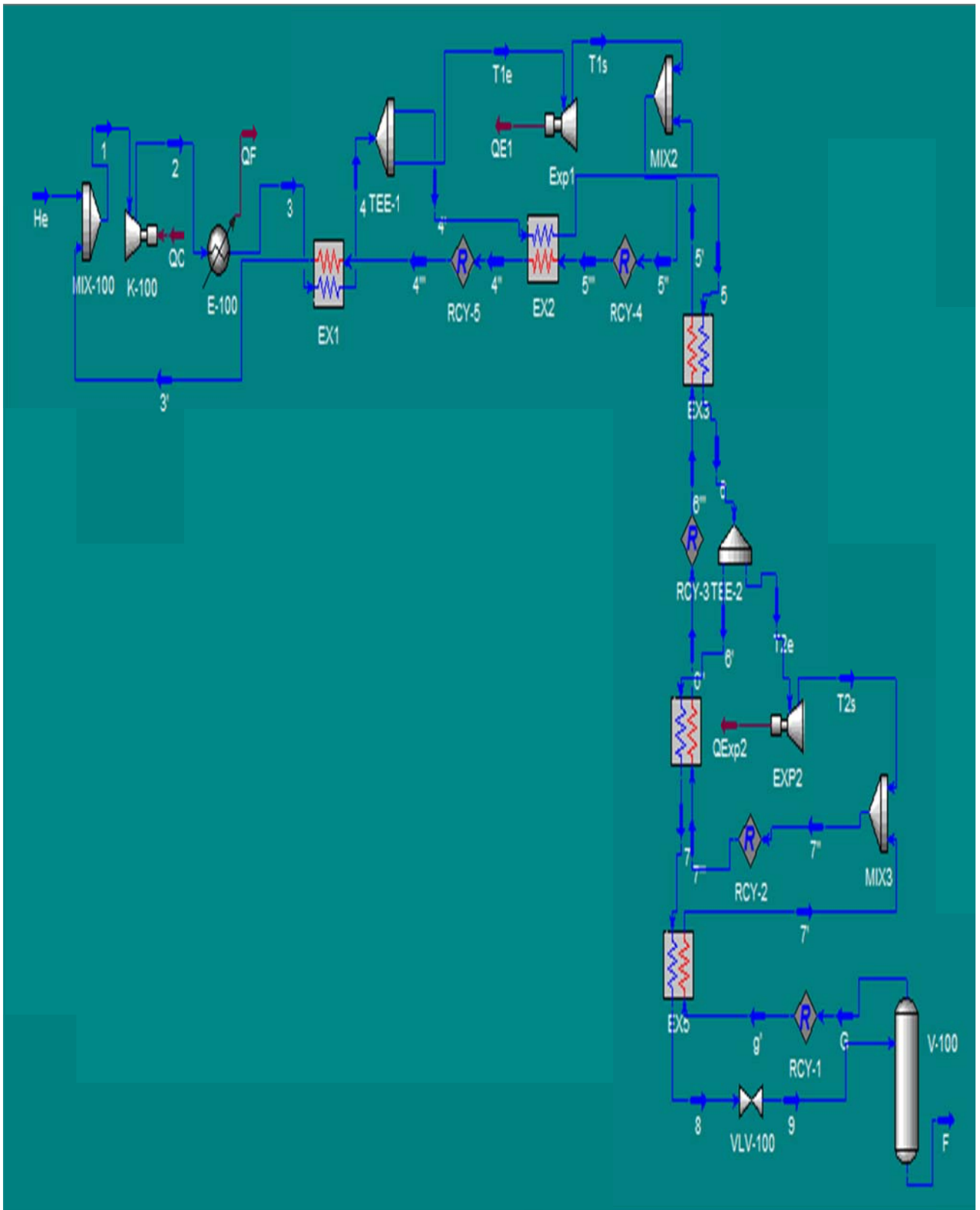
- Turbine (EXP2) :

À l'entrée

$$\left\{ \begin{array}{l} P=2000 \text{ KPa} \\ X_2= 0.4 \end{array} \right.$$

➤ **La vanne de Joule-Thomson (VLV-100)**

La pression de sortie  $P= 140.3 \text{ kPa}$ .



**Figure IV.15 :** PFD de cycle de Collins pour la liquéfaction de l'Hélium.

Le Cycle de Collins a une compression isotherme. La pression de refoulement est de 20 bar, l'Hélium sous pression qui sort du compresseur est trop chaude pour entrer dans un pré-refroidisseur (E-100) pour le refroidir jusqu'à 300 K et 20 bar.

Le fluide refroidi et envoyer vers le première échangeur de chaleur jusqu'à la température  $T=60$  K a pression constante, puis il passe dans un TEE-1 qui divise la fraction de 25% fluide de flux principale qui travers une turbine. La partie restante du fluide passe à travers deux échangeurs de chaleur (EC2 et EC3), après cette partie restante doit séparer en deux, l'un est travers une autre turbine à 40% de flux principale, et l'autre partie travers deux autres échangeur de chaleur (EC4 et EC5) à but de refroidi jusqu'à  $T= 6.80$  K.

Ensuite il est détente dans la vanne de J-T jusqu'à la pression  $P= 140.3$  KPa à enthalpie constante, la diminution de la pression est provoquée une baisse appréciable de la température jusqu'à  $T= 4.211$  K.

Le fluide est séparé en deux phases (liquide et vapeur), pour l'acheminer dans un séparateur (V-100) une fraction est liquéfiée et la partie restante retourne au recycleur pour réchauffer.

## IV.8.2.2 Calcul des paramètres de performance de l'hélium cycle de Collins

Tableau IV.3 : Résultats obtenue de simulation par Aspen HYSYS (Collins).

Name	Vapour Fraction	Temperature	Pressure	Molar Flow	Mass Flow	Liquid Volume Flow	Heat Flow
8	1,0000	6,800	2000	8,743	35,00	0,2821	-5,385e+004
9	0,7687	4,212	140,3	8,743	35,00	0,2821	-5,385e+004
G	1,0000	4,212	140,3	6,721	26,90	0,2169	-4,132e+004
F	0,0000	4,212	140,3	2,022	8,096	6,526e-002	-1,253e+004
7'	1,0000	15,00	140,3	6,721	26,90	0,2169	-3,964e+004
7	1,0000	16,30	2000	8,743	35,00	0,2821	-5,217e+004
T2s	1,0000	15,00	140,3	9,993	40,00	0,3224	-5,894e+004
7''	1,0000	15,00	140,3	16,71	66,90	0,5393	-9,858e+004
6'	1,0000	40,45	2000	8,743	35,00	0,2821	-4,730e+004
6''	1,0000	28,82	140,3	16,71	66,90	0,5393	-9,371e+004
T2e	1,0000	40,45	2000	9,993	40,00	0,3224	-5,406e+004
6	1,0000	40,45	2000	18,74	75,00	0,6045	-1,014e+005
5'	1,0000	37,68	140,3	16,71	66,90	0,5393	-9,061e+004
5	1,0000	48,06	2000	18,74	75,00	0,6045	-9,826e+004
T1s	1,0000	37,68	140,3	6,245	25,00	0,2015	-3,386e+004
5''	1,0000	37,68	140,3	22,96	91,90	0,7408	-1,245e+005
T1e	1,0000	100,0	2000	6,245	25,00	0,2015	-2,587e+004
4''	1,0000	80,79	140,3	22,96	91,90	0,7408	-1,038e+005
4'	1,0000	100,0	2000	18,74	75,00	0,6045	-7,762e+004
4	1,0000	100,0	2000	24,98	100,0	0,8060	-1,035e+005
3	1,0000	300,0	2000	24,98	100,0	0,8060	832,8
3'	1,0000	299,2	140,3	22,96	91,90	0,7408	494,5
He	1,0000	309,0	140,3	2,022	8,096	6,526e-002	455,6
1	1,0000	300,0	140,3	24,98	100,0	0,8060	950,1
2	1,0000	897,8	2000	24,98	100,0	0,8060	3,116e+005

Tableau IV.4 : Propriétés d'Hélium pour le processus de Collins.

Point	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.k)
1	9.501	20.37
2	3116	20.54
3	8.328	14.84
4	-1035	9.108
T1s	-1354	9.573
6	-1351	4.281
T2S	-1474	4.728
8	-1539	-5.839
G	-1536	-3.055
F	-1547	-5.807
3'	5.381	20.35

**N.B :** Les enthalpies obtenus par la simulation, c'est des enthalpies relatifs, il suffit d'ajouter l'enthalpie de référence  $h_{ref}=1566\text{kJ/kg}$  à  $T=298.17\text{k}$  pour obtenir l'enthalpie absolue ( $h_{abs}=h_{rel}+ h_{ref}$ ).

D'après le tableau **IV.2** la quantité de l'hélium liquide produite est donnée par le séparateur (V-100) :

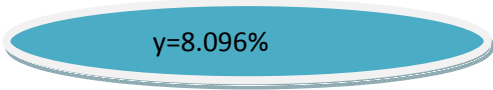
- ✓ Le débit de LHe :  $\dot{m}_f = 8.096 \text{ Kg/h}$ .
- ✓ La pression  $P = 140.3 \text{ KPa}$ .
- ✓ La température  $T = 4.212 \text{ K}$ .
- ✓ La fraction de vapeur est nulle.

- **Calcul de fraction de gaz liquéfiée  $y$**

$$y = \dot{m}_f / \dot{m}$$

A.N :

$$y = 8.096/100 = \mathbf{0.08096}$$



$$y = 8.096\%$$

- **Le travail dépensé par un kg de gaz comprimé  $W_{net}$**

- La puissance consommée :

$$\dot{W}_{net} = \dot{W}_c - (\dot{W}_{E1} + \dot{W}_{E2})$$

A.N :

$$\dot{W}_{net} = 310677 - (7985 + 4881) = \mathbf{297811 \text{ kJ/h}}$$

$$\Rightarrow W_{net} = \dot{W}_{net} / \dot{m}$$

A.N:

$$W_{net} = 297811/100 = 2978.11 \text{ kJ/kg}$$



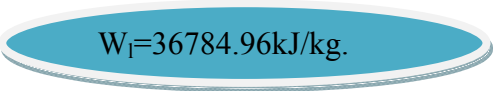
$$W_{net} = 2978.11 \text{ kJ/kg.}$$

- **Le travail dépensé par un kg de gaz liquéfié  $W_l$**

$$\Rightarrow W_l = \dot{W}_{net} / \dot{m}_f$$

A.N :

$$W_l = 297811/8.096 = 36784.96 \text{ kJ/kg}$$



$$W_l = 36784.96 \text{ kJ/kg.}$$

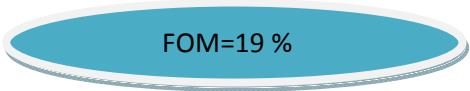


- Calcul de FOM

$$FOM = \frac{w_{idéal}}{w_{réel}} = \frac{(\dot{w}_{net}/\dot{m}_f)_{idéal}}{(\dot{w}_{net}/\dot{m}_f)_{réel}}$$

A.N :

$$FOM = 6819/36784.96 = 0.19$$



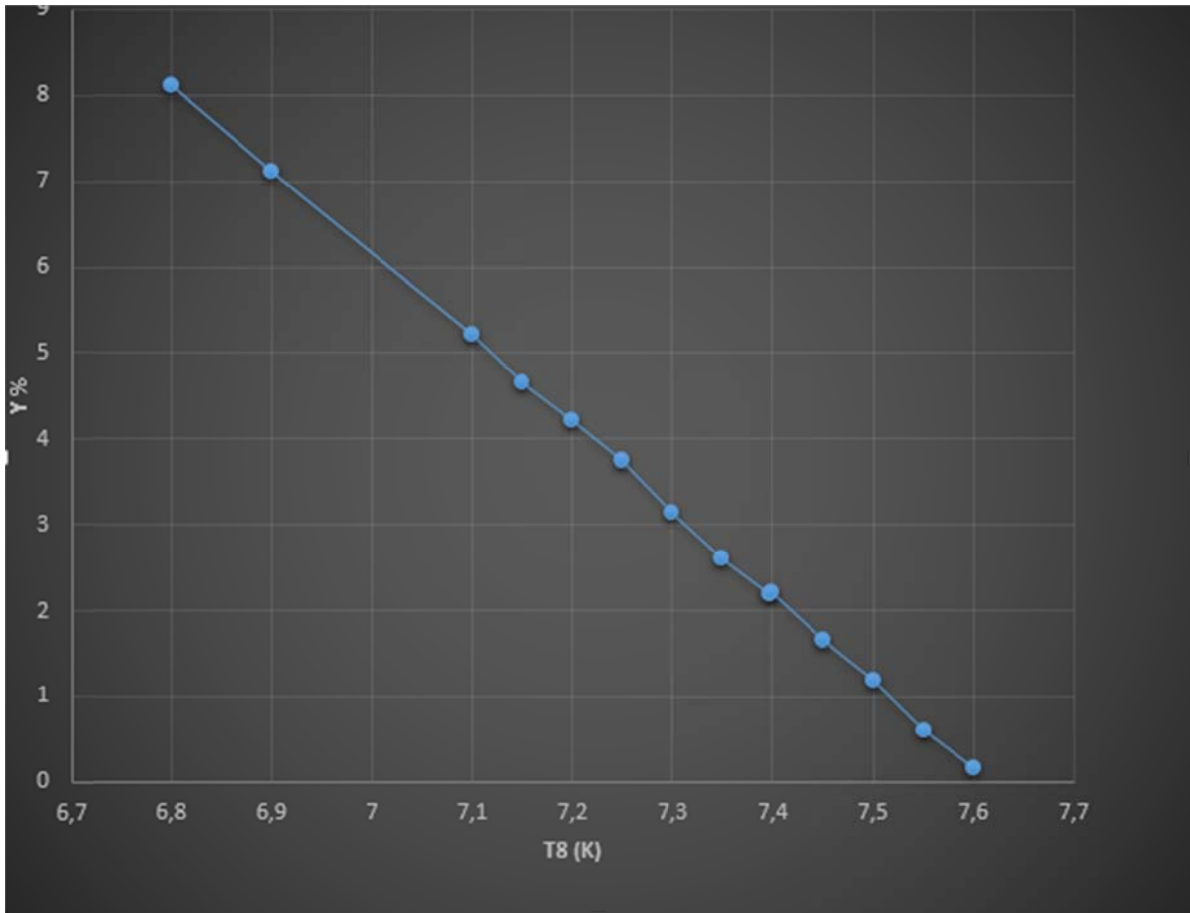
FOM=19 %

Avec :

$\left(\frac{\dot{w}_{net}}{\dot{m}_f}\right)_{idéal}$  : Travail idéal de la liquéfaction d'hélium à T=300k et P=1bar (voir l'annexe 1).

**Tableau IV.5** : influence de température T8 sur la variation de la fraction y.

$T_8(k)$	$\dot{m}_f (kg/h)$	Y(%)
7.6	0.18	0.18
7.55	0.61	0.61
7.50	1.19	1.19
7.45	1.67	1.67
7.40	2.21	2.21
7.397	2.19	2.19
7.35	2.61	2.61
7.30	3.15	3.15
7.25	3.74	3.74
7.20	4.22	4.22
7.15	4.66	4.66
7.10	5.22	5.22
6.90	7.10	7.10
6.80	8.10	8.10



**Figure IV.16** : diagramme de la variation de la fraction  $y$  en fonction de la température  $T_8$ .

### IV.8.2.3 Variation des flux de chaleur autour d'échangeurs de chaleur

Les courbes ci-dessous représentent la variation de flux de chaleur au niveau des échangeurs de chaleur. Chaque diagramme montre deux courbes le fluide froid (le gaz hélium non liquéfié), et l'autre est le fluide chaud (Hélium).

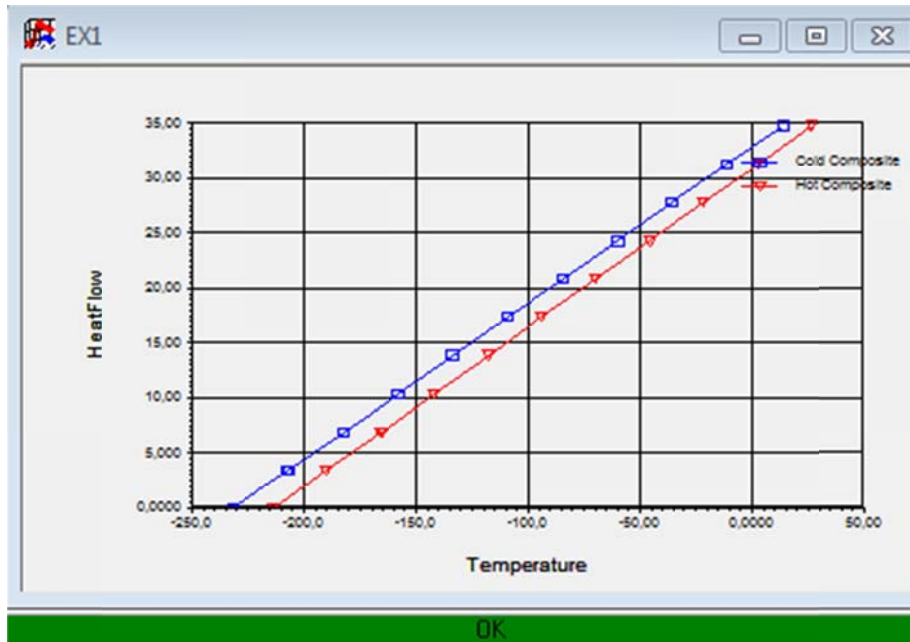


Figure IV.17 : Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC1.

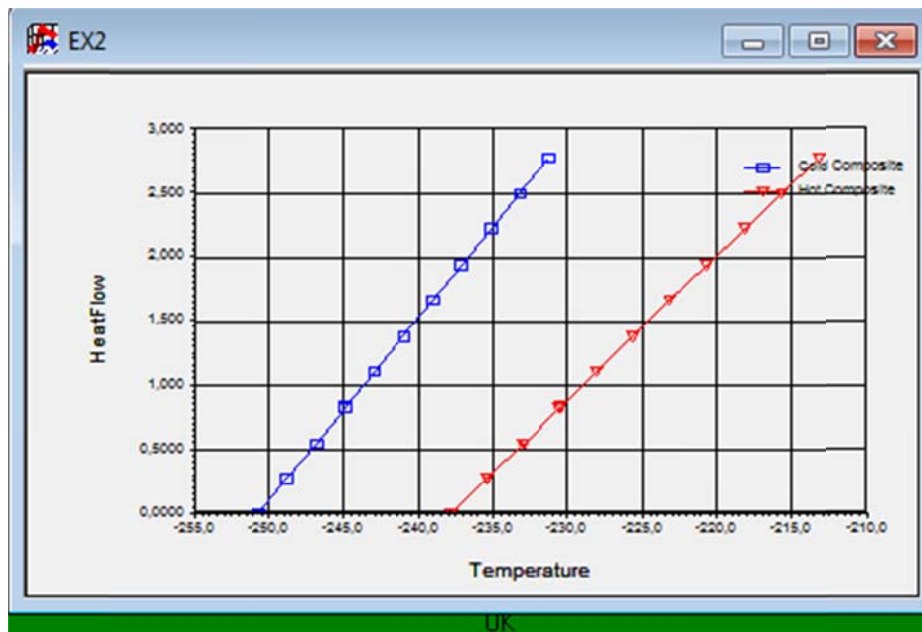


Figure IV.18 : Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC2.

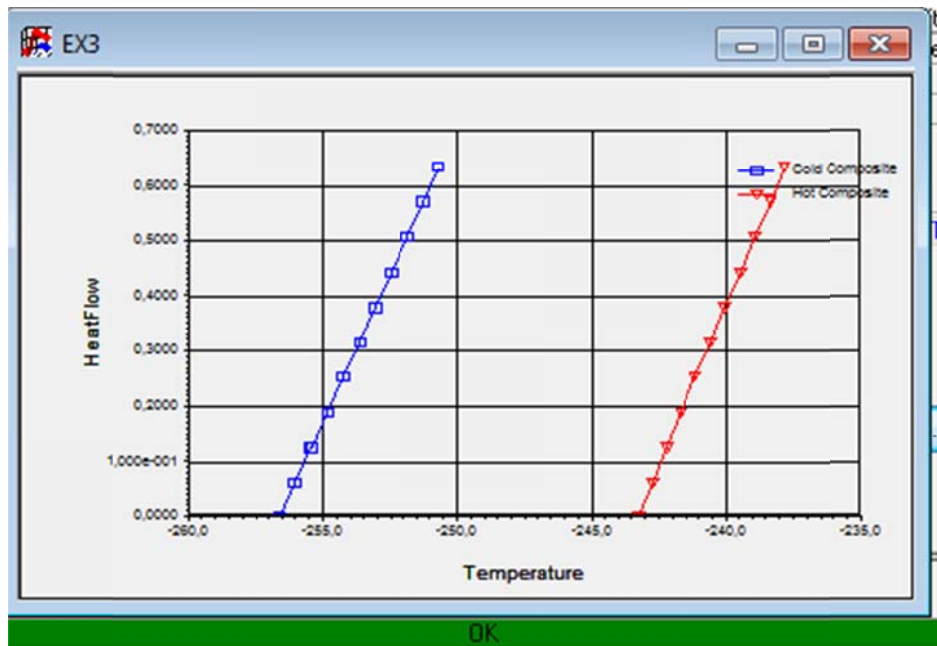


Figure IV.19 : Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC3.

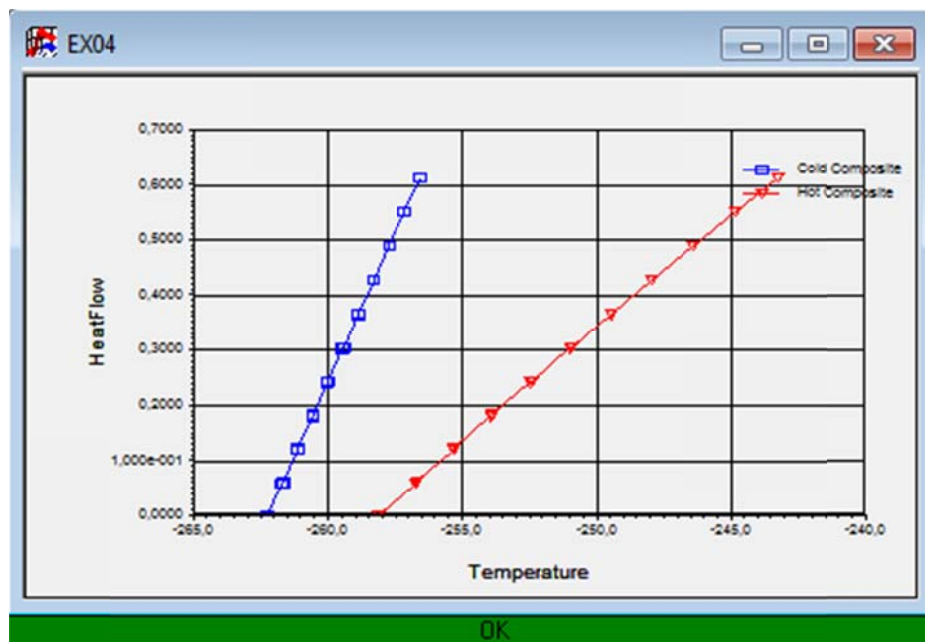


Figure IV.20 : Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC4.

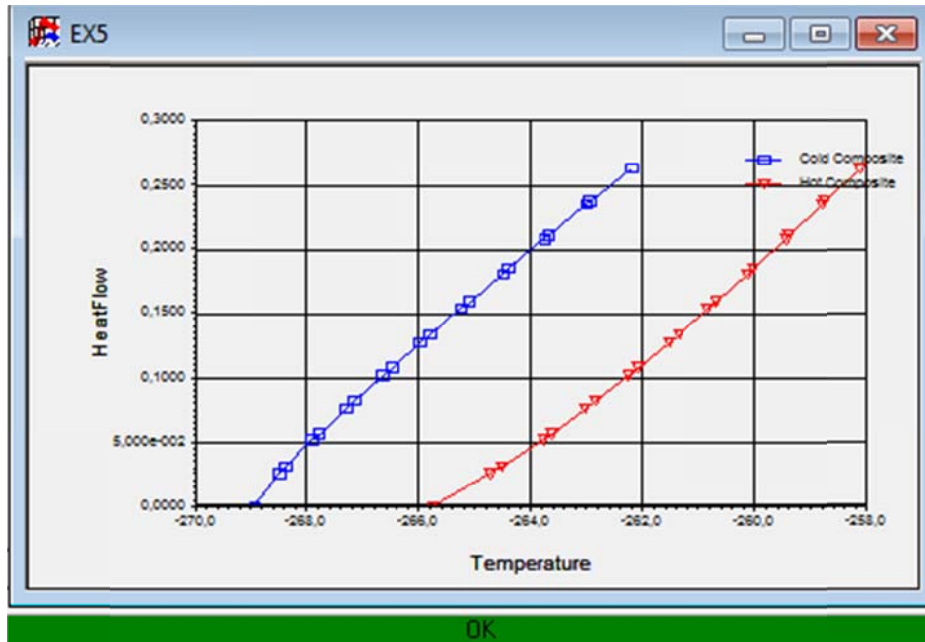


Figure IV. 21 : Diagramme de flux de chaleur en fonction de la température EC5.

#### IV.8.2.4 Influence de l'efficacité des échangeurs de chaleur « E » sur la fraction de gaz liquéfiée « y »

La relation qui donne les résultats dans les figures IV (17-18) est donnée ci-après pour le cycle de Collins :

$$Y = \frac{(h_1 - h_2) - (1 - E)(h_1 - h_g)}{(h_1 - h_1) - (1 - E)(h_1 - h_g)} + X_1 \cdot \eta_{ad,t1} \frac{(h_3 - h_e)}{(h_1 - h_1) - (1 - E)(h_1 - h_g)} + X_2 \cdot \eta_{ad,t2} \frac{(h_5 - h_e)}{(h_1 - h_1) - (1 - E)(h_1 - h_g)}$$

Et par l'utilisant des propriétés des différents points de cycles dans le tableau (IV.3), nous pouvons présenter les résultats suivants :

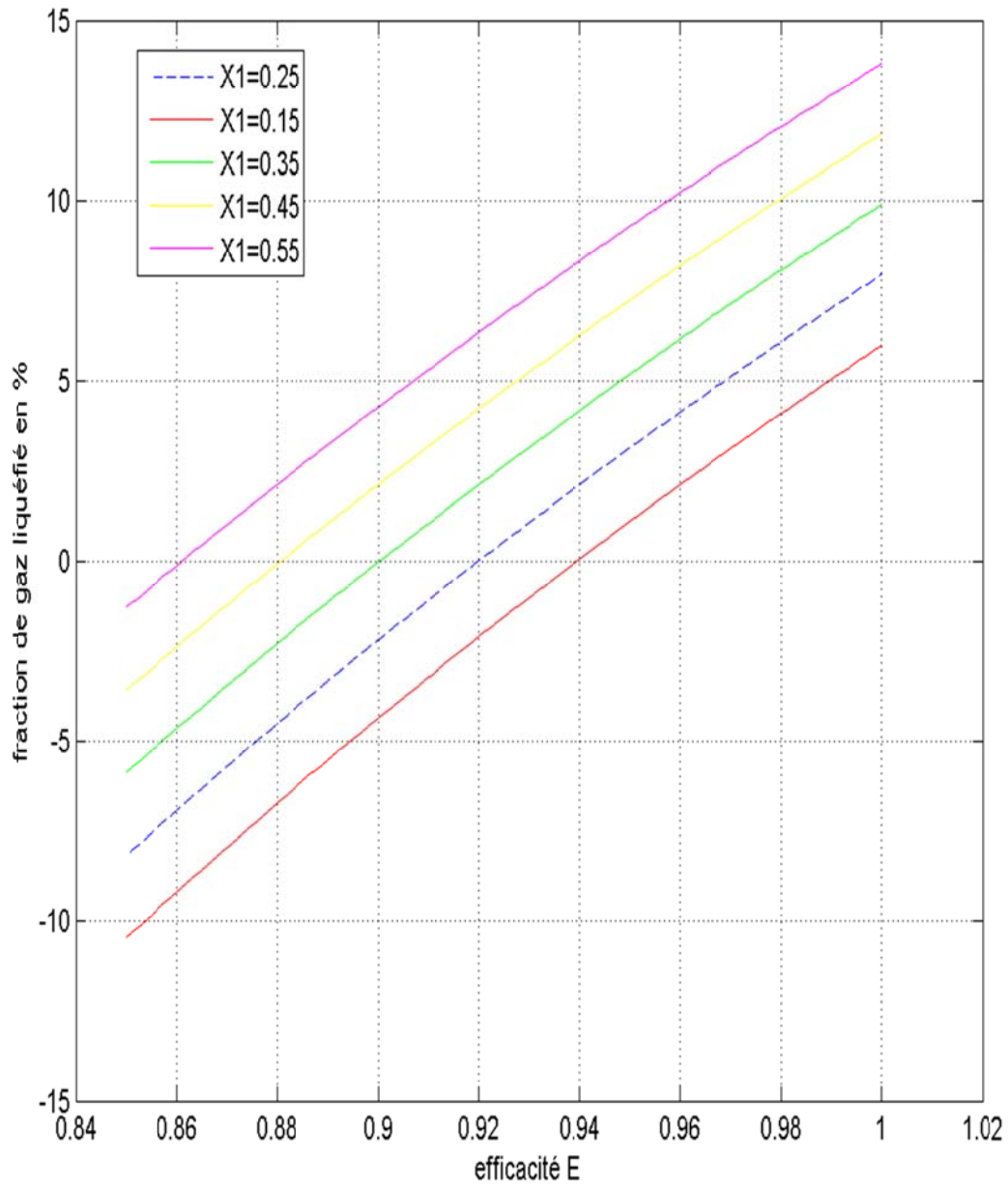


Figure IV. 22 : Variation de la fraction y en fonction de E pour différents valeurs de X1.

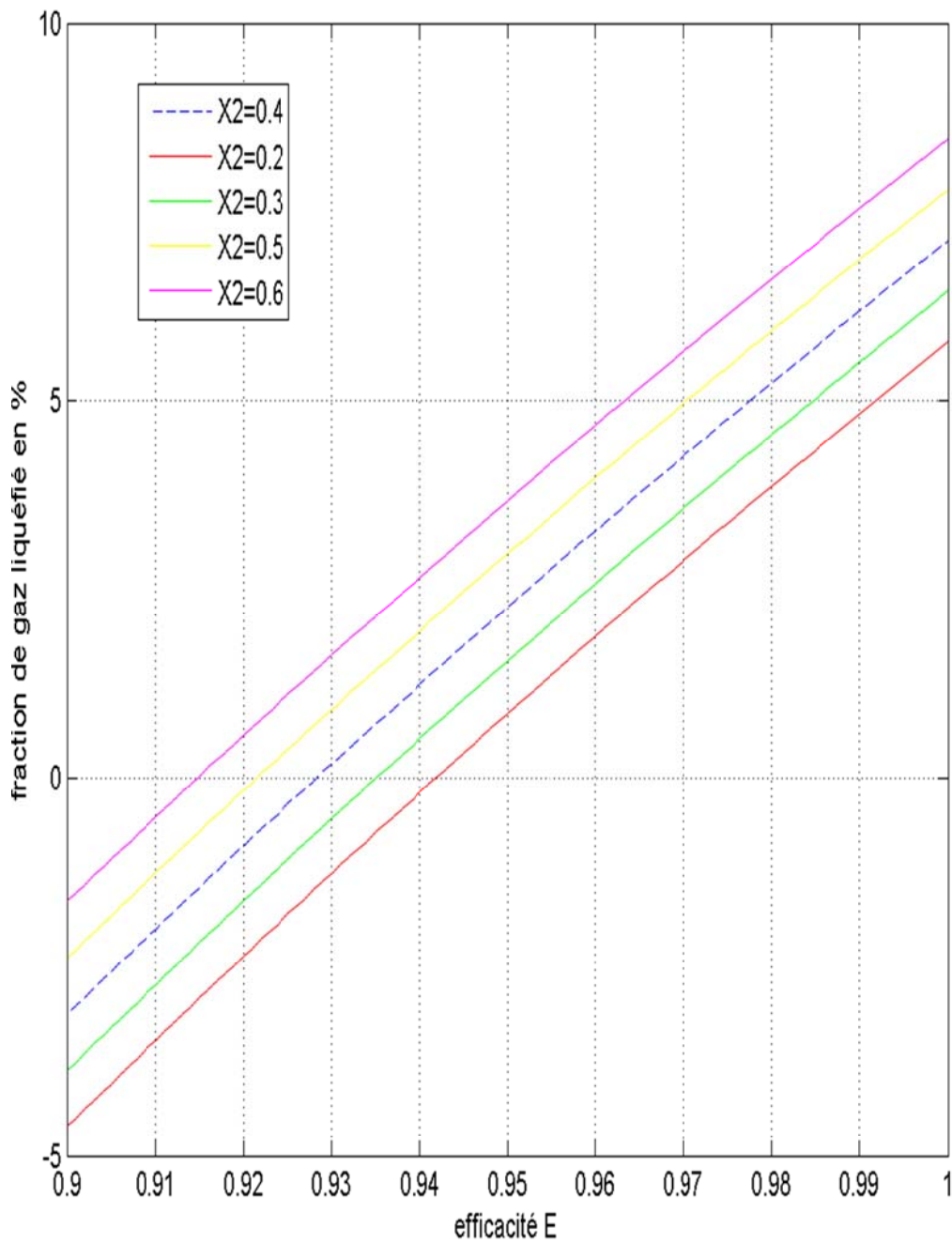


Figure IV.23 :Variation de fraction  $y$  en fonction d'efficacité  $E$  pour différents valeurs de  $X_2$ .

### IV.9 Discussion de résultat de la simulation et interprétation

Le modèle de simulation développé ici est décrit dans le chapitre précédent est permis l'obtention d'une série de résultats représentés ci-dessous. On a choisi deux cycles de liquéfaction cryogéniques Collins et Claude avec pré-refroidissement à simuler par Aspen HYSYS pour liquéfier hélium et néon, les résultats obtenus sont les suivants :

- Les résultats représentés dans le tableau (IV.1) montrent que la liquéfaction de Néon avec le processus de Claude, donne une fraction  $y=5.46\%$  et un FOM= $4.75\%$  avec les conditions de  $T=27.05K$  et  $P=101.3kPa$  (à l'état liquide).
- Le tableau (IV.2) représente les résultats de la simulation de cycle Collins pour la liquéfaction d'Hélium, une fraction de gaz liquéfié  $y=8.09\%$  sous condition de température  $T_8=4.212k$  et pression  $P=140.3kPa$ , avec un FOM= $19\%$ .
- On constate d'après le tableau (IV.4) et la figure (IV.16) que la température  $T_8$  au niveau de l'entrée de vanne J-T a une influence sur la fraction de gaz liquéfié  $y$ , est la valeur optimale de  $y=8.096\%$  correspond à la température minimale  $T_{8min}=6.8k$ .
- La variation de la fraction de gaz liquéfié en fonction de l'efficacité  $E$  de l'échangeur de chaleur est exposée dans les figures (IV.22-23) pour le cycle de Collins, sachant que la diminution de l'efficacité suivi par une diminution de la fraction de gaz liquéfié pour des fractions  $X_1$  et  $X_2$  variante. En dit que l'efficacité est critique  $E_c$  lorsque la fraction  $y$  est nulle, dans ces conditions, on consommera le maximum d'énergie pour ne rien produire en aval.

### IV.10 Conclusion

En utilisant le simulateur Aspen HYSYS pour les procédés de liquéfaction Claude avec pré-refroidissement et de Collins respectivement pour la liquéfaction des gaz Néon et Hélium4 nous ont permis l'évaluation de la production en liquide de ces substances très précieuses étant donné leur subsistance à l'état liquide à des températures relativement très proches du zéro Kelvin ainsi que l'énergie nette consommée et le FOM (figure of merit) de ces cycles.



# CONCLUSION GÉNÉRALE

L'objectif de ce travail consiste en une étude théorique sur les cycles de liquéfaction de l'hélium 4 et néon et d'avoir une grande quantité liquéfiée de ces gaz tout en consommant une énergie minimale.

On a opté pour les cycles de Claude et Collins et pour la liquéfaction de l'hélium 4 et le néon, vu les nombreux avantages qu'ils présentent. Les résultats obtenus via la simulation font ressortir les paramètres qui ont une influence importante sur les performances de ces cycles, à savoir :

- Lorsque la température au niveau de la vanne J-T diminue, la fraction de gaz liquéfié atteint la valeur optimale.
- Lorsque l'efficacité de l'échangeur de chaleur diminue, la fraction de gaz liquéfié diminue en conséquence jusqu'à atteindre une valeur dite critique où l'on consomme plus d'énergie sans produire la moindre goutte de liquide.
- Les rendements des compresseurs et turbines de détente ;
- Les fractions de gaz détendus au niveau des turbines.

Les simulations réalisées via le logiciel Aspen HYSYS pour les deux cycles de liquéfaction considérés pour les gaz Néon et Hélium 4 ont permis la détermination de l'ensemble des variables thermodynamiques en chaque point de ces cycles ainsi qu'un calcul de dimensionnement énergétique des équipements de process (compresseur, échangeur de chaleur, turbine, détendeur, séparateur ...etc).

De plus, ces simulations et l'étude de l'influence des paramètres opératoires (de départ) suscités ont fait ressortir les solutions optimales pour la maximisation de la fraction de gaz liquéfié et les énergies nettes dépensées au niveau de ces procédés.

En final, la partie que nous recommandons pour compléter cette étude est celle liée aux aspects pratiques afin de confronter ces résultats théoriques aux valeurs expérimentales dans une éventuelle future collaboration université-industrie.

## **Bibliographies**

- [1] WILLIAMSON (K.D) ET EDESKUTY (F, J) – Liquid Cryogens. Vol I: Theory and equipment Vol III Properties and Applications CRC Press.Inc (1983).
- [2] Bulletin de l'institut international du froid 2003-6, La cryogénie, clé de la science et de la technologie avancées par Philippe Lebrun.
- [3] International institute of refrigeration, 1975, new international dictionary of refrigeration 3rd ed. IIF/iir, PARIS.
- [4] techniques d'ingénieur.
- [5] Air separation techniques course by Anders Lenneskog, Cryogenic plants. Version 8 June 2007.
- [6] <https://www.lenntech.fr/data-perio/h.htm>.
- [7] Benjmin Bradu, Industrial Process Modelling, CERN, 2009.
- [8] S.W.Van Sciver. Helium Cryogenics. Plenum Press, New-York, 1986.
- [9] le repaire des sciences.
- [10] mémoire de fin d'étude « Simulation de cycle de Claude pour la liquéfaction de l'air, de l'azote et de l'oxygène » réalisé par : Djelloul amel-2006.
- [11] Cours de cryogénie, Mr : Lekhel.R/ 2018-2019
- [12] mémoire de fin d'étude « Étude et simulation des cycles de liquéfaction des gaz cryogéniques » réalisé par : Chouimet/Ayad – 2016.
- [13] Ramesh K. Shah<sup>1</sup>, Alfred C. Mueller, "Heat Exchange" in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, DOI: 10.1002/14356007.b03\_02, Wiley-VCH, 15 juin 2000, 114 p.
- [14] Cryogenic systems, Second edition. Randall F.Barron, department of mechanical engineering. Louisiana Tech University. Oxford University Press, New York, Clarendon press, Oxford 1985. P:

**[15]** mémoire de fin d'étude « simulation d'une unité de production de méthanol à l'aide de l'aspen plus-hysys » réalisé par : Djebbari. A Université Mohamed Khider – Biskra (2014)

## Annexe

Gas	Normal Boiling Point		Ideal Work of Liquefaction, $-W'_i/\dot{m}_f$	
	K	$^{\circ}\text{R}$	kJ/kg	Btu/lb <sub>m</sub>
Helium-3	3.19	5.74	8 178	3 516
Helium-4	4.21	7.58	6 819	2 931
Hydrogen, H <sub>2</sub>	20.27	36.5	12 019	5 167
Neon, Ne	27.09	48.8	1 335	574
Nitrogen, N <sub>2</sub>	77.36	139.2	768.1	330.2
Air	78.8	142	738.9	317.7
Carbon monoxide, CO	81.6	146.9	768.6	330.4
Argon, A	87.28	157.1	478.6	205.7
Oxygen, O <sub>2</sub>	90.18	162.3	635.6	273.3
Methane, CH <sub>4</sub>	111.7	201.1	1 091	469
Ethane, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	184.5	332.1	353.1	151.8
Propane, C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	231.1	416.0	140.4	60.4
Ammonia, NH <sub>3</sub>	239.8	431.6	359.1	154.4

**Annexe 01** : travail idéal pour la liquéfaction des différents gaz à 300 K et 1 bar