

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOQRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

Faculté des Sciences et des Sciences Appliquées

Université de Bouira
Akli Mohand Oulhadj



جامعة البويرة
أكلي محمد أولحاج

Projet de fin d'étude

En vue de l'obtention du diplôme de Master

Spécialité : Génie Mécanique

Option : Mécanique Énergétique

Fait par : AYAD Ouardia

CHOUIMET Imen

Thème

Étude et simulation des cycles de liquéfaction des
gaz cryogéniques

Soutenu le 09/06/2016

Devant le jury composé de:

Président :	Mr. MERZOUK Meziane	MAA	UMOB
Rapporteur :	Mr. LEKHAL Rachid	MAA	UMOB
Examineurs :	Mr. LAOUARI Azzedine	MAA	UMOB
	Mr. ABERKANE Sofiane	MAB	UMOB

2016



REMERCIEMENT

*Tout d'abord, nous remercions Dieu le tout puissant qui nous a fait ouvrir
les portes du savoir, qui nous a donné la force et la volonté de poursuivre
nos études et d'effectuer ce travail.*

*Nos vifs remerciements vont à M^r LEKHAL, notre encadreur pour son
aide,
et leurs précieux conseils,
Et surtout son confiance.*

*Il est agréable d'exprimer notre profonde gratitude et nos plus vifs
remerciements*

*à tous les enseignants
du département de Génie Mécanique en particulier le Chef de
Département
M^r. DAHMENE.*

*M^r. MERZOUK, M^r. LAOUARI, M^r. SAADOUNE
et M^r. DJELLAL.*

*À toutes les personnes qui ont eu la patience de nous donner le goût
d'Apprendre et de découvrir, on leur dédie ce mémoire.*

*Enfin on remercie infiniment nos familles et nos amis (notamment
ceux qui se sont déplacés pour la soutenance)
pour leurs soutien inconditionnel.*



IMEN & OUARDIA

DEDICACE

Je dédie ce modeste travail à...

Ma très chère mère

Affable, honorable, aimable : Tu représentes pour moi le symbole de la bonté par excellence, la source de tendresse et l'exemple du dévouement qui n'a pas cessé de m'encourager et de prier pour moi. Tu as fait plus qu'une mère puisse faire pour que ses enfants suivent le bon chemin dans leur vie et leurs études. Puisse Dieu, le tout puissant, te préserver et t'accorder santé, longue vie et bonheur.

Mon très cher père

Aucune dédicace ne saurait exprimer l'amour, l'estime, le dévouement et le respect que j'ai toujours eu pour vous. Rien au monde ne vaut les efforts fournis jour et nuit pour mon éducation et mon bien être. Ce travail est le fruit de tes sacrifices que tu as consentis pour mon éducation et ma formation.. Puisse Dieu, le tout puissant, te préserver et t'accorder santé, longue vie et bonheur.

Mes très chers frères kouceila et jougurta

Je vous souhaite un avenir plein de joie, de bonheur, de réussite et de sérénité

Mes très chères sœurs souhila et kenza

Je vous dédie ce travail avec tous mes vœux de bonheur, de santé et de réussite.

A la mémoire de ma très chère tante aicha qui a été toujours une deuxième mère pour nous

A mon grand père et ma grand mère

A mes chers oncles et chères tantes

Que ce travail soit un témoignage de ma gratitude et mon profond respect.

A notre promoteur Lekhel Rachid

Un remerciement particulier et sincère pour tous vos efforts fournis.

A Tous les professeurs de département de génie mécanique.

A mes chères cousines et chers cousins

A mes chères amies et chers amis

son oublier mes amies intimes Rechda , Zakia , malika et mon binome Ouardia

Imen



DEDICACE

Je dédie ce travail :

*Pour mes parents qui sont les deux êtres
les plus chers pour moi.*

Pour mes très adorables sœurs :

*Malika qui n'a jamais cessé de m'encourager et de m'aider,
et Samia, et son époux*

Pour mes frères :

Oussama, Ilyes, Adel, Samir, Naçer et Soufiane.

A mes très chères nièces : Alaa et Abdo.

Eux quels je souhaite un bel avenir et une longue vie.

A notre encadreur Lekhel Rachid.

A toute La promotion de Génie Mécanique « 2016»

A mon binome Imen.

A tous ceux que j'aime et qui m'aiment.

OUARDIA



Résumé :

Avoir de très basses températures, c'était l'objectif de grands nombres de chercheurs scientifiques et des physiciens. Depuis la première liquéfaction qui était faite, les basses températures ont contribué à des nombreux développements scientifiques.

Notre travail est basé sur l'étude et la simulation des différents cycles de liquéfaction des gaz (Linde, Linde avec pré refroidissement, Claude et Kapitza) à l'aide de l'outil de simulation ASPEN HYSYS en fonction des conditions atmosphériques. La fraction de gaz liquéfié, l'énergie consommée et le rendement global sont tous mis en exergue pour différentes substances et processus de liquéfaction. L'influence de certains paramètres tels que l'efficacité des échangeurs de chaleur et l'isolation thermique sur les performances des systèmes de liquéfaction ont été étudiés.

Mot clés : Cryogénie, liquéfaction des gaz.

Abstract:

Having very low temperatures, it was the goal of large numbers of scientists and physicists. Since the first liquefaction that was made, low temperatures have contributed to many scientific developments.

Our work is based on the study and simulation of various gas liquefaction cycles (Linde, Linde with pre cooling, Claude and Kapitza) was using the ASPEN HYSYS simulation tool depending on atmospheric conditions. The fraction of liquefied gas, the energy consumed and overall performance are all highlighted for different substances and liquefaction processes. The influences of some parameters such as the efficiency of heat exchangers and heat insulation performance liquefaction systems have been studied.

Keys words: Cryogenics, gas liquefying.

المخلص

إن الوصول لدرجات حرارة منخفضة للغاية، كان هدف العديد من العلماء و الفيزيائيين حيث منذ الإسالة الأولى التي تم إجراؤها، ساهمت درجات الحرارة المنخفضة في العديد من التطورات العلمية.

دراستنا تستند على دراسة و محاكاة مختلف دورات تسييل الغازات الجوية المختلفة باستخدام ASPEN HYSYS و حساب الكمية التي تم إسالتها والطاقة المستهلكة و المردود الإجمالي مع دراسة العوامل المؤثرة عليها من فعالية المبادل الحراري و العوازل المستعملة، فتسييل الغاز يلعب دورا هاما جدا في عدة مجالات خاصة في المجال الصناعي لان هذه العملية تسمح لنا بالحد من حجم أي غاز و تسهل عملية تخزينه و نقله .

الكلمات الرئيسية : فرياء درجات الحرارة المتدنية. تسييل الغازات.

Résumé

Remerciements

Dédicace

Nomenclature

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction générale.....1

Chapitre I Généralités sur la cryogénie et les fluides cryogéniques

I.1 Introduction.....	3
I.2 définition générale.....	3
I.3 Historique et domaines d'utilisation de la cryogénie.....	3
I.4 Techniques de production des basses températures.....	5
I.5 Les fluides cryogéniques.....	14
I.6 Table de propriétés des cryo-fluides	20
I.7 Conclusion.....	21

Chapitre II Cycles de liquéfaction cryogéniques

II.1 Introduction.....	22
II.2 Comment réaliser la liquéfaction des gaz.....	22
II.3 Les équipements cryogéniques mis en jeu.....	23
II.4 Cycles de liquéfaction cryogénique.....	25
II.4.1 Cycles idéal de liquéfaction d'un gaz.....	26
II.4.2 Cycle de liquéfaction de Linde	27
II.4.3 Cycle de liquéfaction de Linde avec pré-refroidissement.....	29
II.4.4 Cycle de Linde à détente étagée.....	31
II.4.5 Cycle de Claude.....	32
II.4.6 Système de liquéfaction de KAPITZA.....	34
II.4.7 Cycle de liquéfaction de Collins.....	37

II.5 Influence des rendements des composants du système sur les performances de liquéfaction.....	38
II.6 Cycle en cascade (train de liquéfaction des GNL).....	41
II.7 Procédés industrielles pour la séparation des gaz de l'air.....	44
II.8 Conclusion.....	51
Chapitre III Présentation de logiciel Aspen HYSYS	
III.1 Introduction.....	51
III.2 Présentation de HYSYS PROCESS.....	51
III.3 Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS.....	52
III.4 Les différents équipements de HYSYS.....	56
III.5 Conclusion.....	70
Chapitre IV Applications et discussions	
IV.1 Introduction.....	71
IV.2 Paramètres d'opération d'un système de liquéfaction.....	71
IV.3 Paramètres de performance d'un système de liquéfaction.....	71
IV.4 Calcul thermodynamique.....	73
IV.5 Simulation des cycles de liquéfaction de Linde, Linde avec pré-refroidissement, Claude et Kapitza pour N ₂ , O ₂ , Ar et l'Air.....	74
IV.6 Calcul des paramètres de performance pour chaque gaz et pour chaque cycle de liquéfaction.....	92
IV.7 Etude de l'influence de quelques paramètres sur la fraction de gaz liquéfiée et le travail net dépensé par kg de liquide produit - Cas des cycles de Linde et de Claude.....	112
IV.7.1 Efficacité des échangeurs de chaleur.....	112
IV.7.2 Influence de l'isolation extérieure des EC sur la fraction de gaz liquéfiée « y » et le travail consommé par Kg de gaz liquéfié.....	116

IV.8 Présentation des résultats.....	119
IV.8.1 Influence de l'efficacité de l'échangeur de chaleur sur la fraction de gaz liquéfiée.....	120
IV.8.2 Influence de l'isolation extérieure des EC sur la fraction de gaz liquéfiée.....	121
IV.8.3 Influence de l'efficacité de l'EC sur le travail consommé par Kg de gaz liquéfié.....	122
IV.8.4 Influence de l'isolation extérieure de l'EC sur le travail consommé par Kg de gaz liquéfié.....	122
IV.9 Conclusion.....	123

Conclusion générale

Bibliographies

Annexes

Liste des figures

Figure I.1 Différentes étapes vers les basses températures et leurs acteurs.....	04
Figure I.2 Détente de Joule (ou Joule-Gay Lussac).....	06
Figure I.3 Principe de l'expérience de Joule – Thomson.....	08
Figure I.4.1 : courbe d'inversion de la $\alpha_{JT}=0$ détente de Joule-Thomson.....	10
Figure I.4.2 : lieu des points où (Courbe continue).....	10
Figure I.5 Diagramme de la température d'inversion.....	13
Figure I.6 : Diagramme de phase de l'hélium.....	18
Figure I.7 : Diagramme T-S de l'Hélium.....	19
Figure II.1 : Echangeurs thermiques à plaques.....	25
Figure II.2 : Turbine cryogénique.....	26
Figure II.3 Vanne de Joule-Thomson.....	27
Figure II.4 cycle idéal de liquéfaction d'un gaz.....	28
Figure II.5 Cycle de liquéfaction de Linde.....	29
Figure II.6 Cycle de liquéfaction de Linde avec pré-refroidissement.....	31
Figure II.7 Cycle de Linde à détente étagée.....	33
Figure II.8 Cycle de Claude.....	35
Figure II.9 Cycle de liquéfaction de Kapitza.....	37
Figure II.10 Cycle de liquéfaction de Collins (1952).....	39
Figure. II.11 Schéma de procédé de liquéfaction.....	44
Figure II.12 : les différents composants d'une chaîne GNL.....	45
Figure II.13 Cycle en cascade classique.....	46
Figure II.14 vue d'ensemble d'un processus de séparation d'air.....	47
Figure II.15 « Une colonne de distillation normale ».....	49

Figure II.16 Double colonne de Linde (sans argon).....	51
Figure III.1 : Interface HYSYS montrant quelques vocabulaires qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle.....	53
Figure III.2 Environnements de développement dans HYSYS.....	54
Figure III.3 structure générale du HYSYS.....	55
Figure III.4 présentation d'un mixeur.....	56
Figure III.5 présentation d'une vanne.....	57
Figure III.6 présentation d'une turbine.....	58
Figure III.7 L'évolution isentropique d'un gaz parfait dans une machine parfaite.....	60
Figure III.8 Diagramme permet de visualiser les relations entre $W_i^{\text{réel}}$, $W_{\text{comp}}^{\text{poly}}$, Q_f^{poly} et W_i^{is}	61
Figure III.9 L'évolution polytropique d'un gaz parfait.....	62
Figure III.10 présentation d'une Turbine.....	64
Figure III.11 présentation d'un séparateur.....	65
Figure III.12 Présentation d'un échangeur.....	69
Figure IV.1 : PFD (Process flow diagramme) de Linde pour la liquéfaction de N ₂	75
Figure IV.2 : Résultat de simulation de N ₂ (procédés de Linde).....	75
Figure IV.3 : PFD de Linde avec pré-ref.pour la liquéfaction de N ₂	76
Figure IV.4 Résultat de simulation pour N ₂ (processus de Linde avec pré-ref.).....	76
Figure IV.5 : présentation du PFD Présentation du PFD de Claude pour la liquéfaction de N ₂	77
Figure IV.6 : Résultats de simulation pour N ₂ (procédés de Claude).....	77
Figure IV.7: PFD de Kapitza pour la liquéfaction de N ₂	78
Figure IV.8 : Résultats de simulation pour N ₂ (procédés de Kapitza).....	78

Figure IV.9 : PFD de Linde pour la liquéfaction de Ar	79
Figure IV.10 : Résultats de simulation pour Ar (procédés de Linde).....	79
Figure IV.11 : PFD de Linde avec pré-ref. pour la liquéfaction de Ar.....	80
Figure IV.12 : Résultats de simulation pour Ar (procédés de Linde avec pré-ref.).....	80
Figure IV.13 : PFD de Claude pour la liquéfaction de Ar.....	81
Figure IV.14 : Résultats de simulation pour Ar (procédés de Claude).....	81
Figure IV.15 : PFD de Kapitza pour la liquéfaction de Ar	82
Figure IV.16: Résultats de simulation pour Ar (procédés de Kapitza).....	82
Figure IV.17 : PFD de Linde pour la liquéfaction de O ₂	83
Figure IV.18 : Résultats de simulation pour O ₂ (procédés de Linde).....	83
Figure IV.19 : PFD de Linde avec pré-ref. pour la liquéfaction de O ₂	84
Figure IV.20 : Résultats de simulation pour O ₂ (procédés Linde avec pré-ref.).....	84
Figure IV.21 : PFD de Claude pour la liquéfaction de O ₂	85
Figure IV.22 : Résultats de simulation pour O ₂ (procédés de Claude).....	85
Figure IV.23 : PFD de Kapitza pour la liquéfaction de O ₂	86
Figure IV.24 : Résultats de simulation pour O ₂ (procédés de Kapitza).....	86
Figure IV.25 : PFD de Linde pour la liquéfaction de l'Air.....	87
Figure IV.26 : Résultats de simulation pour l'Air (procédés de Linde).....	87
Figure IV.27 : PFD de Linde avec pré-ref. pour la liquéfaction de l'Air	88
Figure IV.28 : Résultats de simulation pour l'Air (procédés de Linde avec pré-ref.).....	88
Figure IV.29 : PFD de Claude pour la liquéfaction de l'Air.....	89
Figure IV.30 : Résultats de simulation pour l'Air (procédés de Claude).....	89
Figure IV.31 : PFD de Kapitza pour la liquéfaction de l'Air.....	90
Figure IV.32 : Résultats de simulation pour l'Air (procédés de Kapitza).....	90

Figure IV.33 Influence de l'efficacité des EC sur la fraction de gaz liquéfiée « Processus de Linde ».....	112
Figure IV.34 Influence de l'efficacité des EC sur la fraction de gaz liquéfiée « processus de Claude ».....	112
Figure IV.35 Influence de l'efficacité de l'EC sur le travail consommé par Kg de gaz liquéfié « processus de Linde »	113
Figure IV.36 Influence de la fraction de gaz liquéfié sur le travail consommé par Kg de gaz liquéfié « processus de Claude » pour l'Air.....	113
Figure IV.37 Influence de l'isolation extérieure des EC sur la fraction de gaz liquéfiée pour le processus de Linde.....	115
Figure IV.38 Tableau IV.38. Influence de l'isolation extérieure des EC sur la fraction de gaz liquéfiée pour le processus de Claude.....	116
Figure IV.39 Influence l'isolation extérieure de l'EC sur le travail consommé par Kg de gaz liquéfié « processus de Linde ».....	116
Figure IV.40 Influence l'isolation extérieure de l'EC sur le travail consommé par Kg de gaz liquéfié « processus de Claude ».....	117

Liste des tableaux

Table I.1 Coefficients de Joule - Thomson α_{JT} mesurés à 0°C sous 1 atm et températures d'inversion T_i pour certains gaz usuels.....	10
Table I.2 quelques propriétés de l'Hélium.....	17
Table I.3 quelques propriétés des cryo-fluides.....	20
Table II.1 Compositions de l'air.....	44
Tableau IV.1 Propriétés des différents gaz pour le processus de Linde.....	91
Tableau IV.2 Propriétés des différents gaz pour le processus de Claude.....	91
Tableau IV.3 : Le travail idéal pour la liquéfaction de N ₂ , O ₂ , Ar et l'air.....	92
Tableau IV.4 : représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de l'Azote.....	96
Tableau IV.5 : représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de l'Argon.....	101
Tableau IV.6 : représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de l'Oxygène.....	105
Tableau IV.7 représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de l'air.....	110
Tableau IV.8 Influence de l'efficacité sur la fraction de gaz liquéfiée et le travail consommé par Kg de gaz liquéfié. Pour le processus de Linde et de Claude.....	111
Tableau IV.9 Influence de l'isolation de l'EC sur la fraction de gaz liquéfiée et le travail consommé par Kg de gaz liquéfié. Pour le processus de Linde et de Claude.....	115

Nomenclature

<i>Symbole</i>	<i>Désignation</i>	<i>Unité</i>
C	Compresseur	-
C_p	La chaleur spécifique du gaz à pression constante	[KJ/K.Kg]
W_p	Coefficient de performance	Sans dimension
EC	Échangeur de chaleur	-
E_C	Efficacités critique	-
E_P	Energie potentiel	[kJ]
E_x	Expendeur (turbine)	-
FOM	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]
H	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]
M	La masse molaire du gaz	[kg/mol]
p	pression	[bar]
p_c	Pression critique	[bar]
T	température	[k]
T_c	Température critique	[K]
R	La constante des gaz parfait	[KJ/k.kmol]
η_{c,T=cst}	Le rendement isotherme de compresseur	-
R_e	Le rendement de l'échangeur	-
Ẇ_{net}	Le travail nécessaire par unité de masse du gaz comprimé.	[kJ/kg]
Ẇ/ m_l	Le travail nécessaire par unité de masse du gaz liquéfié.	[KJ/kg]
Ẇ_{net}		
y	La fraction de la masse du gaz liquéfié par la mass total.	Sans dimension.
x	La fraction de la masse du gaz passant par l'expandeur par la masse total.	Sans dimension
η_{g,c}	le rendement global de compresseur	-

η_{mc}	Le rendement mécanique	-
S	L'entropie	[KJ/K.Kg]
$\eta_{g,t}$	Le rendement global de la turbine	-
E	L'efficacité	-
\dot{Q}	Le Flux de chaleur	[KJ/S]
\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]
v	Le volume	m^3
K	coefficient isentropique caractéristique du gaz.	-
T^{is}	LA Température isentropique	[K]
H^{is}	Enthalpie isentropique	[kJ]

Introduction générale

La cryogénie est définie comme la branche de la physique qui traite de la production des basses températures et de leurs effets sur la matière mais plus communément, la cryogénie est l'ensemble des applications et des sciences qui traite des phénomènes physiques à des températures inférieures à 120 K (-153.15°C). Cette limite de 120 K correspond à la température à partir de laquelle les gaz contenus dans l'air commencent à se liquéfier. Elle possède de très nombreuses applications, notamment dans les secteurs alimentaires, médicaux, industriels et physiques.

Du point de vue industriel, la cryogénie est un outil. Elle est utilisée pour maintenir en froid des applications spécifiques, et les principales applications sont :

- Electronique : (détecteur, composants ...).
- Electrotechnique : (stockage, transport, alternateurs, limiteur,...).
- Liquéfaction et réfrigération : Stockage des fluides, Isolation.
- Spatial : Propulseur (carburant et moteur).
- Médical : IRM (Imagerie par Résonance Magnétique), Cryochirurgie, cryoconservation.

On peut la trouver aussi dans des autres domaines comme :

- La conservation des aliments à l'aide d'Azote liquide.
- La supraconductivité (rendre les matériaux parfaitement conducteurs de l'électricité).
- La lyophilisation (procédé de conservation, consistant à retirer l'eau contenue dans un aliment ou un produit).
- La récupération de 90% des gaz destructeurs de la couche d'Ozone.
- La création, à partir d'Azote liquide de toute sorte de neiges.

La liquéfaction d'un gaz consiste à lui retirer de l'énergie afin de le refroidir depuis la température ambiante jusqu'au niveau de son point de rosée puis à condenser la vapeur saturée. Les organes d'extraction d'énergie sont les turbines de détente, le froid produit étant distribué par l'intermédiaire d'échangeurs de chaleur. La source de pression nécessaire est fournie par des compresseurs et les débits et pressions sont ajustés par différents types de vannes.

Introduction générale

Plusieurs procédés de liquéfaction de gaz existent. On peut distinguer quatre grandes familles de procédés thermodynamiques cryogéniques.

- Les procédés à détente isenthalpique (cycle de Linde et ses variantes)
- Les cycles de Brayton inverse à détente isentropique
- Les procédés mixtes associant les deux détentes isenthalpique et isentropique (cycle de Claude et ses variantes)
- Les cycles de liquéfaction en cascade

Ces différents procédés seront abordés d'une manière détaillée dans le présent travail.

L'objectif de notre travail est de faire une étude et simulation à partir de logiciel Aspen Hysys des cycles cryogéniques. En particulier les cycles de Linde et de Claude et ce pour différentes substances à savoir l'Azote, l'Oxygène, l'Argon et l'Air en vue de comparer les performances de ces derniers.

Pour ce faire, notre mémoire est organisé comme suit :

Le premier chapitre est consacré aux bases théoriques mises en jeux relativement aux cycles de liquéfaction des gaz, aux fluides cryogéniques avec leur diagramme de phase ainsi qu'aux techniques de production des basses températures ($< 120\text{k}$).

L'étude des procédés de liquéfaction des gaz cryogéniques font l'objet du deuxième chapitre. Ce sujet est traité d'une façon approfondie en faisant une étude sur les différents cycles à partir du cycle idéal jusqu'aux procédés de Linde et de Claude avec leurs variantes.

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

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

Nous terminerons notre travail par une conclusion générale.

I.1 Introduction

L'étude de la cryogénie et des fluides cryogéniques passe par la connaissance d'un bon nombre de généralités, nous présenterons les bases théoriques mises en jeu dans ces derniers. On définira la cryogénie d'une part, ensuite nous aborderons quelques techniques de production des basses températures et quelques types des fluides cryogéniques.

I.2 Définition générale

La cryogénie est l'ensemble des applications et des sciences faisant intervenir les basses températures, c'est-à-dire les températures inférieures à 120 K (-153.15°C). Cette limite de 120 K correspond à la température à partir de laquelle les gaz contenus dans l'air commencent à se liquéfier. Aujourd'hui, la recherche dans le domaine de la cryogénie arrive à atteindre des températures de quelques dizaines de mK ; sachant qu'il est impossible d'aller au-delà des 0 K car c'est la température pour laquelle les molécules sont privées de tout mouvement (la matière est inerte), et donc l'énergie est nulle. [1]

I.3 Historique et domaines d'utilisation de la cryogénie

Avoir de très basses températures, c'était l'objectif de grands nombres de chercheurs scientifiques et des physiciens. Commenant par la première liquéfaction de l'air (L.Cailletet et R.Picret 1877) [2], [3] et la première séparation de l'oxygène et de l'azote (K.Olszewski et S.Wroblewsk 1883) [4] furent rapidement suivies par la liquéfaction de l'hydrogène, rendu possible par l'invention d'un réservoir isolé sous vide avec écran de rayonnement (J.Dewar ,1898) [5], [6]. Ce pendant , ce fut la première liquéfaction de l'hélium (H.Kamerlingh onnes ,1908) [7]qui ouvrit la voie de la recherche sur la matière condensée aux basses températures, un domaine qui est aujourd'hui encore un aspect majeur de la recherche et qui engendra la découverte de nouveaux phénomènes tels que la supraconductivité (H.Kamerlihg Onnes ,1911)[8] et la superfluidité (W.Hkeesom,1928) qui ne furent expliqués qu'au cours de la deuxième moitié du xxe siècle, avec l'émergence de la mécanique quantique .il est intéressant de rappeler qu'a l'époque où la plupart des expériences en physique étaient menées par des chercheurs indépendants travaillant avec de petits appareils , le laboratoire de H.Kamerlingh onnes à Leyde fut le premier exemple de recherche

Chapitre I Généralités sur la cryogénie et les fluides cryogéniques

scientifique à « grande échelle » depuis, la cryogénie n'a cessé de progresser vers des températures de plus en plus basses (figures I.1) atteignant aujourd'hui des valeurs d'environ 0.1 nK dans les laboratoires spécialisés grâce à l'association de techniques de dilution de l'hélium[9] et de désaimantation adiabatique[10],[11],[12],[13],[14].

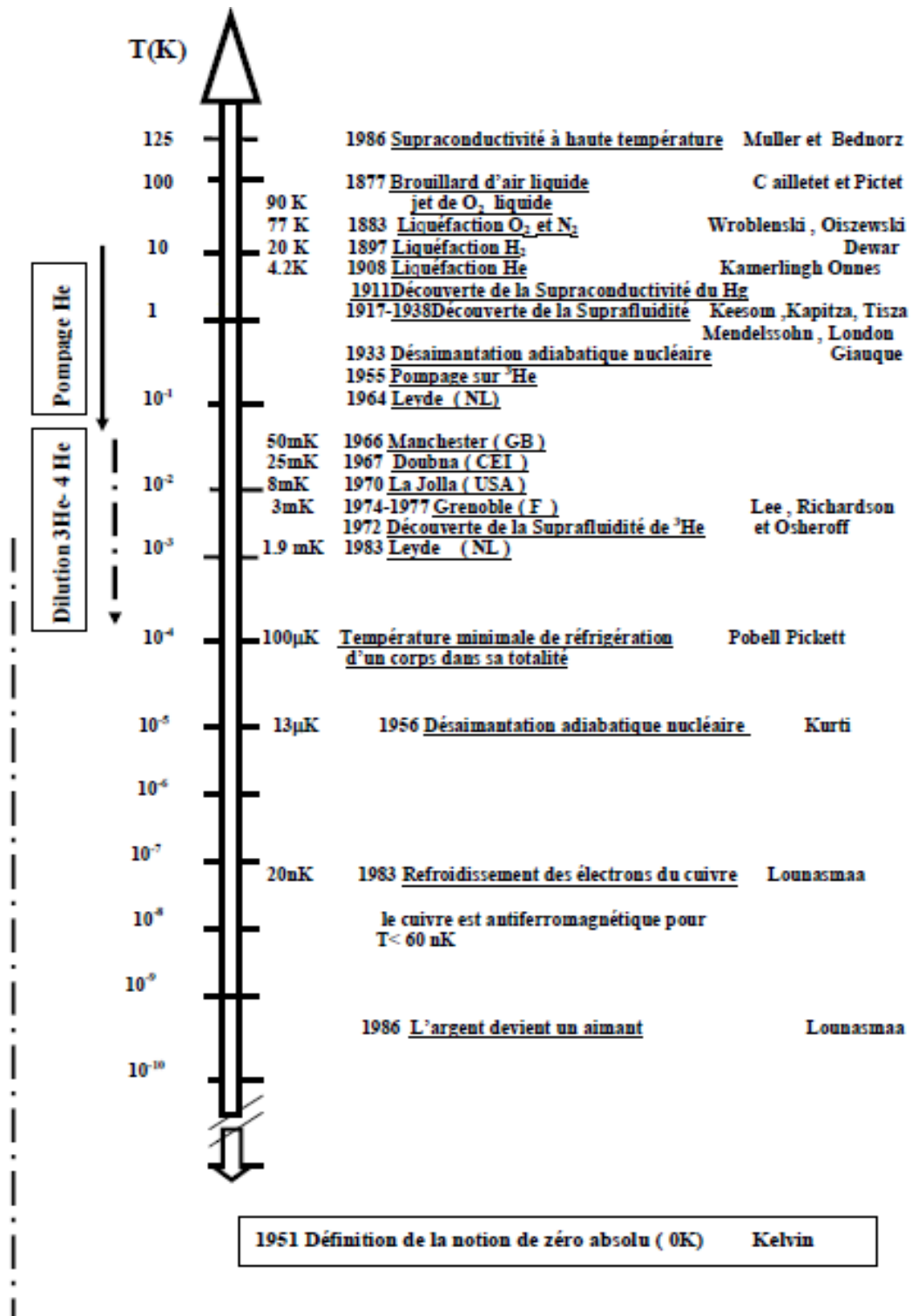


Figure I.1 Différentes étapes vers les basses températures et leurs acteurs.

I.4 Techniques de production des basses températures

L'Homme des pays tempérés s'est rapidement rendu compte que les denrées périssables pouvaient être conservées dans de bien meilleures conditions l'hiver que l'été. L'utilisation du « froid naturel » s'est faite très tôt et aussi très longtemps puisqu'au début du 20^{ème} siècle le marché de la glace naturelle était encore plus important que celui de la glace artificielle. La glace produite naturellement, sans machines, était :

- Soit issue, de façon permanente, de régions froides et transportée sur de longues distances ;
- Soit issue, de manière discontinue, des pièces d'eau des régions tempérées gelées par le froid hivernal. Il était nécessaire de conserver cette glace dans des édifices particuliers les « glaciers » dont les parois devaient être thermiquement isolantes.
- Soit produite, toujours de manière naturelle, mais à l'instigation de l'homme, quand cela était possible. Ainsi, dans les pays au ciel très clair, on a pu produire de la glace dans des bassins largement ouverts vers le ciel. Le rayonnement thermique de l'eau permettait, dans certaines conditions atmosphériques, un refroidissement suffisant pour former de la glace. [15]

Depuis la première liquéfaction de l'hélium liquide en 1908 par Onnes [16], les basses températures ont contribué à de nombreux développements scientifiques comme par exemple la découverte de la supraconductivité en 1911. Aujourd'hui, de nombreuses applications industrielles utilisent les basses températures : l'agroalimentaire, la médecine avec l'imagerie médicale, le spatial ou encore les applications à haut champ magnétique (accélérateur de particules, réacteurs de fusion).

Il existe plusieurs techniques de production des basses températures, et parmi ces techniques :

I.4.1 Détente de Joule (ou Joule-Gay Lussac) [17]

La détente de Joule (parfois appelée détente de Joule-Gay Lussac) est un processus irréversible où on fait se détendre un gaz en mettant l'enceinte dans laquelle il est contenu en communication avec une enceinte vide. La détente est le processus où le gaz remplit l'autre enceinte. On va chercher ici à évaluer le changement de température qui subit le gaz au cours de cette détente.

Chapitre I Généralités sur la cryogénie et les fluides cryogéniques

Au cours d'une telle détente, aucun travail n'est effectué ($\delta W=0$). L'enceinte étant isolée thermiquement de l'extérieur, aucun échange de chaleur avec l'extérieur n'a lieu ($\delta Q=0$).

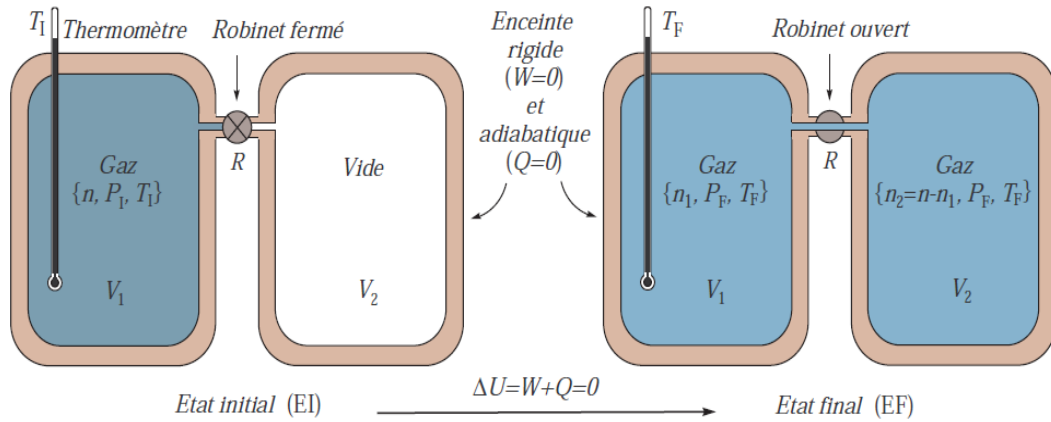


Figure I.2 Détente de Joule (ou Joule-Gay Lussac)

Le premier principe impose $dU=0$. Donc l'énergie totale U du gaz dans l'enceinte est conservée au cours de la détente. Par contre, l'entropie va augmenter au cours de cette détente. Pour déterminer la variation de température du gaz quand on le détend, nous introduisons le coefficient de Joule qui mesure ce changement à U constant :

$$\mu_J = \left(\frac{\partial T}{\partial V} \right)_U \quad \text{I.1}$$

μ_J : Coefficient de Joule.

De sorte que le changement de température au cours de la détente s'exprime :

$$\Delta T = \int_{V_2}^{V_1} \mu_J dV \quad \text{I.2}$$

Ce coefficient ne se calcule pas directement pour un gaz de van der Waals, car la condition « U constant » n'est pas simple à traduire. Il serait plus commode de faire apparaître des coefficients mesurables par ailleurs. On va ici faire apparaître le coefficient de dilatation isochore (à volume fixé) $\left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_V$ et la capacité thermique du gaz à volume fixé C_v :

$$\mu_J = \left(\frac{\partial T}{\partial V} \right)_U = - \left(\frac{\partial T}{\partial U} \right)_V \left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T = - \frac{1}{C_v} \left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T \quad \text{I.3}$$

Où on a utilisé : $\left(\frac{\partial x}{\partial y} \right)_z = - \left(\frac{\partial x}{\partial z} \right)_y \left(\frac{\partial z}{\partial y} \right)_x \quad \text{I.4}$

$$dU = TdS - pdV \Rightarrow \left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T = T \left(\frac{\partial S}{\partial V} \right)_T - p \quad \text{I.5}$$

$$\mu_J = - \frac{1}{C_v} \left(T \left(\frac{\partial S}{\partial V} \right)_T - p \right) \quad \text{I.6}$$

On utilise enfin la relation de Maxwell $\left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_T = \left(\frac{\partial p}{\partial T}\right)_V$ d'où :

$$\mu_J = -\frac{1}{c_v} \left(T \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_V - p \right) \quad \text{I.7}$$

- Pour un gaz parfait $PV = nRT$ donc :

$$\mu_J = -\frac{1}{c_v} \left(T \frac{nR}{V} - p \right) = -\frac{1}{c_v} (p - p) = 0 \quad \text{I.8}$$

Il n'y a pas de changement de température lors de la détente de Joule.

- Pour un gaz de Van der Waals, en l'exprimant avec le volume molaire V_m

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a}{V_m^2} \quad \text{donc} \quad \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_V = \frac{R}{V_m - b} \quad \text{I.9}$$

$$\mu_J = -\frac{1}{c_v} \left(T \frac{R}{V_m - b} - p \right) = -\frac{1}{c_v} \left(T \frac{R}{V_m - b} - \frac{RT}{V_m - b} + \frac{a}{V_m^2} \right) = -\frac{1}{c_v} \frac{a}{V_m^2} \quad \text{I.10}$$

Donc si on augmente le volume de V_1 à V_2 , il apparaît un changement de température

$$\Delta T = \int_{V_2}^{V_1} \mu_J dV = \int_{V_2}^{V_1} -\frac{1}{c_v} \frac{a}{V_m^2} dV = \frac{a}{c_v} \left(\frac{1}{V_2} - \frac{1}{V_1} \right) < 0 \quad \text{I.11}$$

Le gaz se refroidit lors de la détente. Physiquement, cela vient de ce que le gaz réel par rapport au gaz parfait présente des interactions attractives de type van der Waals entre ses molécules ou atomes. Quand on détend le gaz, la distance entre molécules augmente. Cela force le gaz à effectuer un travail contre les interactions attractives. L'énergie totale étant constante, ce travail s'effectue au détriment de son énergie cinétique : les molécules vont ralentir car elles doivent travailler contre les interactions. Qui dit ralentissement des molécules dit finalement réduction de la température.

I.4.2 Effet de Joule Thompson ou Joule-Kelvin [17], [18], [19]

La plupart des systèmes de liquéfaction pratiques utilisent une vanne de détente de Joule Thomson ou Vanne pour produire des basses températures. Si la première loi de flux constant est appliquée au détendeur, pour le transfert thermique nul et zéro transfert de travail et pour une énergie cinétique négligeable et les changements potentiels, donne $h_1 = h_2$. Il y a une région dans laquelle une expansion à travers la vanne provoque une augmentation de la température, tandis que dans une autre région, les résultats d'expansion une diminution de la température. Le détendeur doit être utilisé dans la liquéfaction système dans la région où il y a une diminution

nette des résultats de température. La courbe sépare les deux régions est appelée la courbe d'inversion. L'effet de la variation de la température pour un changement isenthalpique de la pression est représenté par le coefficient de Joule- Thomson.

On considère le dispositif (figure I.3) utilisé en 1852 par Joule et Thomson pour étudier les fluides réels. Cette méthode a également été utilisée pour obtenir les premières liquéfactions des gaz. Un réservoir de gaz comprimé débite dans un tube rigide calorifugé par l'intermédiaire d'un détendeur permettant de régler la pression d'entrée p_1 .

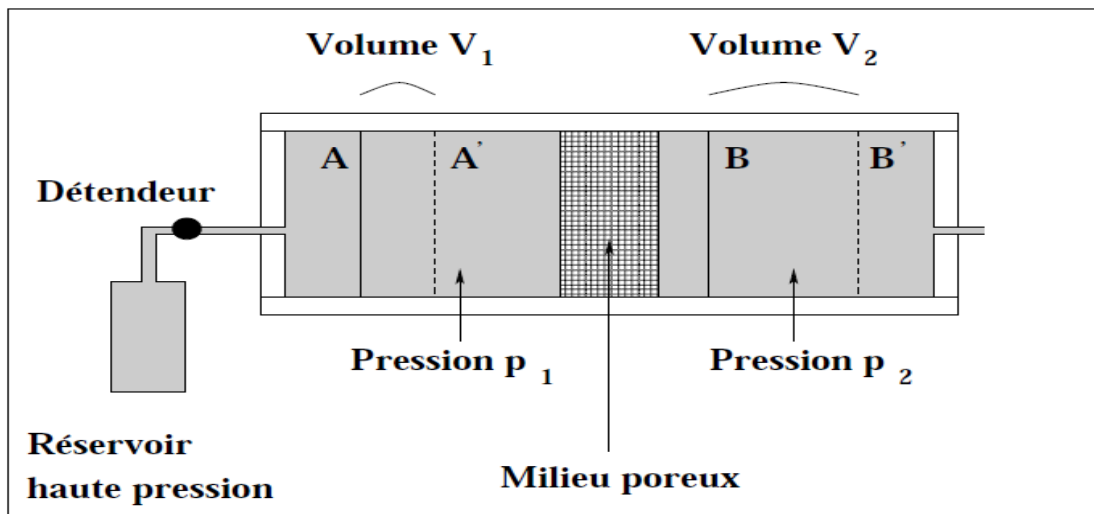


Figure I.3 Principe de l'expérience de Joule – Thomson

On oblige le gaz à traverser un milieu poreux constitué de coton ou de verre fritté. Par effet de viscosité, la pression diminue pendant que le gaz se déplace vers le 2^{ème} compartiment où règne la pression p_2 (qui peut être la pression atmosphérique si le gaz s'écoule vers l'extérieur). On laisse s'établir un régime d'écoulement permanent (pour avoir p_1 et p_2 bien définis) et on mesure la différence de température $\Delta T = T_2 - T_1$ entre l'entrée et la sortie. On suppose le débit assez faible pour négliger l'énergie cinétique du gaz.

On considère la tranche de gaz qui à l'instant « t » est comprise entre deux plans A et B (figure I.3). A l'instant « t + dt », A est venu en A' et B en B'. On peut imaginer qu'en A se trouve un piston qui pousse le gaz en balayant le volume V_1 , fournissant ainsi le travail $p_1 V_1$. Pendant le même temps, un piston placé en B aurait fourni au milieu extérieur le travail $p_2 V_2$. En appelant U_1 , U_2 , U'_1 , U'_2 et U_0 les énergies internes respectives des tranches AA', BB', AB, A'B' et A'B, on a :

$$U_2 - U_1 = (U_2 - U_0) - (U_1 - U_0) = U'_2 - U'_1 = p_1 V_1 - p_2 V_2 \quad \text{I.12}$$

Chapitre I Généralités sur la cryogénie et les fluides cryogéniques

Puisqu'il n'y a pas d'échange thermique avec l'extérieur. D'où :

$$U_1 + p_1 V_1 = U_2 + p_2 V_2 \quad \text{I.13}$$

Soit $H_1 = H_2$

La détente de Joule - Thomson se fait donc à enthalpie constante.

L'expérience montre qu'en partant de quelques atmosphères à température ambiante pour des gaz tels que l'oxygène ou l'azote, on obtient un léger refroidissement, tandis qu'au contraire l'hydrogène et l'hélium se réchauffent.

Si la détente de Joule - Thomson ne produit pas d'abaissement de température, le gaz suit la 2^{ème} loi de Joule. Réciproquement, pour qu'un gaz suive la 2^{ème} loi de Joule, il faut et il suffit que l'abaissement de température soit nul lors de la détente de Joule - Thomson. En effet, la relation :

$$dH = \left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_p dT + \left(\frac{\partial H}{\partial p}\right)_T dp = 0 \quad \text{I.14}$$

montre que pour $\Delta T = 0 \Leftrightarrow \left(\frac{\partial H}{\partial p}\right)_T = 0$. Pour des détentes correspondantes à de petites variations de pression. L'équation (I.14) permet d'écrire que :

$$\Delta T = -\frac{\left(\frac{\partial H}{\partial p}\right)_T}{\left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_p} \Delta p \quad \text{I.15}$$

Or: $\left(\frac{\partial p}{\partial H}\right)_T \left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_p \left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_H = -1 \Rightarrow \frac{-1}{\left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_p} = \left(\frac{\partial p}{\partial H}\right)_T \left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_H \quad \text{I.16}$

Comme : $\left(\frac{\partial H}{\partial p}\right)_T \left(\frac{\partial p}{\partial H}\right)_T = 1 \quad \text{I.17}$

On déduit de l'équation (delta T) que :

$$\Delta T = \alpha_{JT} \text{ en définissant } \alpha_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_H$$

Où α_{JT} est appelé coefficient de Joule-Thomson. Pour une détente, $\Delta p = p_2 - p_1$ est négatif donc ΔT est de signe opposé à α_{JT} . On voit donc (table 4) qu'une détente de Joule-Thomson entraîne soit un échauffement, soit un refroidissement. Le signe de ΔT dépend en fait des conditions initiales (p_1, T_1) du gaz.

Table I.1 Coefficients de Joule - Thomson α_{JT} mesurés à 0°C sous 1 atm et températures d'inversion T_i pour certains gaz usuels.

	He	H ₂	N ₂	O ₂
α_{JT} (K atm ⁻¹)	- 0,062	- 0,019	0,250	0,225
T_i (K)	23,6	195	621	723

On peut tracer dans un diagramme (T, p) le réseau des courbes $H(T, p) = \text{cste}$ pour un fluide donné (figure I.4). La courbe d'inversion correspond au changement de signe de α_{JT} . C'est le lieu des points pour lesquels $\left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_H = 0$. Pour les points à l'intérieur de la courbe, $\alpha_{JT} > 0$ donc la détente de Joule - Thomson produit un refroidissement par détente : le passage d'un état A_1 à un état A_2 à enthalpie constante se fait avec $T_2 < T_1$. A l'extérieur de la courbe $\alpha_{JT} < 0$; la détente de Joule - Thomson produit donc un réchauffement par détente. Il existe pour chaque fluide une température T_i , dite température d'inversion, au dessus de laquelle il y a toujours réchauffement par détente (puisque $\alpha_{JT} < 0$) quelle que soit la pression (table 6). Les valeurs de T_i pour l'hydrogène et l'hélium expliquent leur comportement lors d'une détente à température ambiante. Pour les refroidir par détente, il faut au préalable les amener en dessous de leur température d'inversion, qui est nettement plus faible que la température ambiante. Ceci est vérifié expérimentalement et est utilisé pour liquéfier ces gaz.

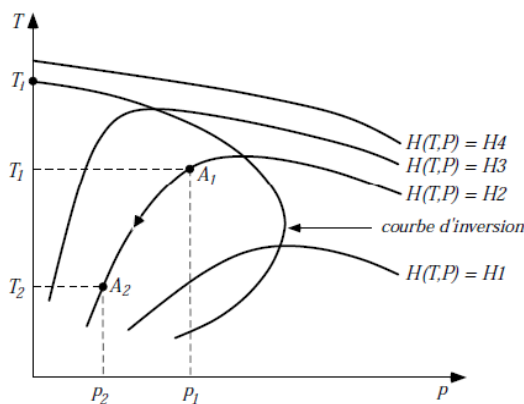


Figure I.4.1 : courbe d'inversion de la $\alpha_{JT}=0$ détente de Joule-Thomson.

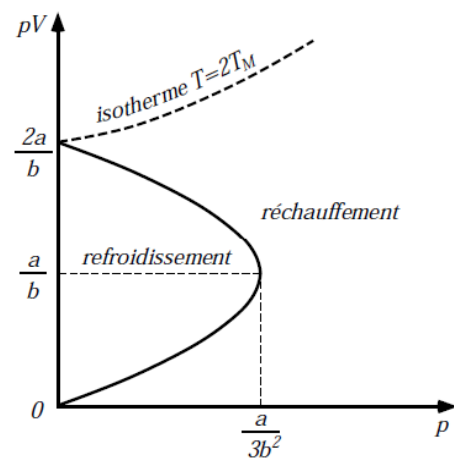


Figure I.4.2 : lieu des points où $\alpha_{JT}=0$ détente de Joule-Thomson. (Courbe continue).

Chapitre I Généralités sur la cryogénie et les fluides cryogéniques

La détente de Joule - Thomson étant isenthalpique, on a :
 $dH = 0 = C_p dT + (k + V) dp$ où k est donné par la 2^{ème} relation de Clapeyron.

On en déduit que :

$$\alpha_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_H = -\frac{k+V}{C_p} = -\frac{-T\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_{p+V}}{C_p} \quad \text{I.18}$$

- **Cas d'un gaz de van der Waals**

Dans le cas particulier d'un gaz de van der Waals, on a :

$$\alpha_{JT} = 0 \Leftrightarrow k+V=0 \Leftrightarrow \frac{T}{V} = \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_p \quad \text{I.19}$$

On peut déduire de (6.24) l'expression générale de la variation de température lors d'une détente de Joule - Thomson :

$$dT = \frac{V}{C_p} \left[\frac{T}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_p - 1 \right] dp \quad \text{I.20}$$

D'après la définition du coefficient de dilatation isobare α (1.1), on peut écrire :

$$dT = \frac{V}{C_p} (\alpha T - 1) dp \quad \text{I.21}$$

dont on déduit une autre façon de définir la température d'inversion T_i par $T_i = 1/\alpha$.

I.4.3 Détente adiabatique [18], [19], [20]

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

$$\mu_S = \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_S$$

Qui exprime le changement de la température dû au changement de la pression à entropie constante, ce coefficient se calcule comme suit :

$$\left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_S = -\left(\frac{\partial T}{\partial S}\right)_P \left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T \quad \text{I.22}$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_P = \frac{\partial Q}{T} \frac{1}{dT} = \frac{1}{T} \left(\frac{\partial Q}{\partial T}\right)_P = \frac{C_P}{T} \quad \text{I.23}$$

$$\text{D'où} \quad \left(\frac{\partial T}{\partial S}\right)_P = T \left(\frac{\partial T}{\partial Q}\right)_P = \frac{T}{C_P} \quad \text{I.24}$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T = \frac{\partial Q}{T} \frac{1}{\partial P} = \frac{1}{T} \left(\frac{\partial Q}{\partial P}\right)_T \quad \text{I.25}$$

$$\text{Le terme} \quad \left(\frac{\partial Q}{\partial P}\right)_T = h = -T \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad \text{I.26}$$

$$\text{D'où} \quad \left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T = -\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad \text{I.27}$$

$$\mu_S = \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_S \frac{T}{C_P} \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad \text{I.28}$$

Les deux facteurs $\frac{T}{C_P}$ et $\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P$ sont toujours positifs donc μ_S est toujours positif ; la détente avec travail extérieur provoque toujours, à l'inverse de la précédente, le refroidissement du gaz traité. On pouvait d'ailleurs s'y attendre car le travail produit par le système est, en vertu du principe de l'équivalence compensé par diminution d'énergie interne, donc de la température. La détente isentropique, pour une même température de départ et entre deux pressions données, provoque un abaissement de température plus important que la détente isenthalpique,

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

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

I.4.4 Température d'inversion [17]

On appelle coefficient de Joule-Thompson la pente d'une courbe isenthalpique dans le diagramme (T, P) du fluide considéré. Il mesure la variation élémentaire dT de la température que provoque une variation élémentaire dp de la pression pendant une détente élémentaire isenthalpique du fluide :

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_H$$

Ainsi, pour une DJT élémentaire, lorsque

$$\mu_{JT} \begin{cases} < 0 : \text{La température du fluide croit.} \\ = 0 : \text{La température du fluide est constante.} \\ > 0 : \text{La température du fluide décroît.} \end{cases}$$

Pour savoir si la température d'un fluide augmente ou diminue à la suite d'une DJT, il faut tracer les courbes correspondant à une enthalpie constante dans le diagramme (T, P).

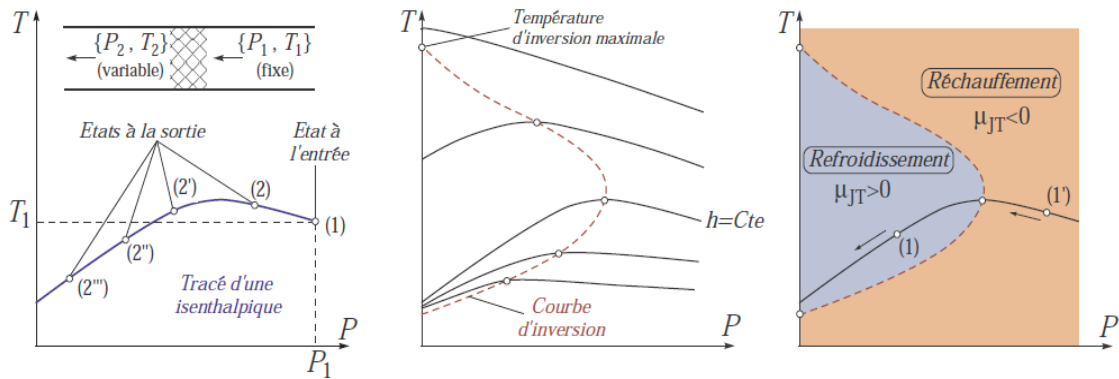


Figure I.5 Diagramme de la température d'inversion.

Afin de produire ce diagramme, on mesure la température T_2 et la pression 2 du fluide à la sortie d'un tube pour divers bouchons poreux, les conditions du fluide en entrée $\{T, P_1\}$ demeurant bien entendu les mêmes dans toutes les expériences.

Si les expériences sont reprises avec d'autres conditions à l'entrée du tube, on peut tracer plusieurs courbes appelées « isenthalpiques » sur le diagramme (T, P).

On observe que certaines des courbes isenthalpiques passent par un maximum, c'est-à-dire un point où la pente est nulle : $\left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_H = 0$.

La courbe en pointillés qui relie ces points maximaux est appelée la « courbe d'inversion » et la température en ces points, la « température d'inversion ». La température au point où la courbe d'inversion intercepte l'ordonnée ($P = 0$) est appelée la « température d'inversion maximale ».

On remarque que le coefficient de Joule-Thompson (la pente d'une courbe isenthalpique) est négatif à droite de la courbe d'inversion ($\mu_{JT} < 0$) et positif à gauche ($\mu_{JT} > 0$). Une détente isenthalpique se produit lorsqu'elle parcourt une courbe isenthalpique dans un diagramme (T, P) de la droite vers la gauche. Par conséquent, la température du fluide augmente durant une détente qui se produit du côté droit de la courbe d'inversion. La température du fluide diminue durant une détente qui se produit du côté gauche de la courbe d'inversion. L'effet de refroidissement ne peut donc être réalisé à moins que la température du fluide soit inférieure à la température d'inversion maximale. Cela pose un problème pour les substances dont la température d'inversion maximale est bien en deçà de la température du milieu extérieur.

I.5 les fluides cryogéniques

Le fluide cryogénique c'est l'un des moyens le plus simple de refroidir et de garder un objet aux très basses températures.

Les liquides cryogéniques ont des caractéristiques spécifiques, qui nécessitent une attention toute particulière mais qui offrent également de nouvelles possibilités d'utilisation. Au vu de leurs faibles températures critiques et de leurs pressions critiques modérés, les cryogènes sont souvent utilisés dans le domaine supercritique ; avec une transition continue de la phase liquide à la phase gazeuse et une divergence de certaines propriétés thermodynamiques au point critique. [20]

Parmi ces fluides on a :

I.5.1 Air [25]

L'air est un mélange des gaz, constituants principalement en azote (78 %), oxygène (21 %) et de gaz inerte l'argon (0.9 %), le reste (0.1 %) se compose la plupart du temps de l'anhydride carbonique CO₂ et d'autres gaz inertes néon, hélium, krypton et xénon. L'air peut être séparé dans ses composants par la distillation dans les unités spéciales.

I.5.1.1 Points d'ébullition des composants de l'air [25]

Sont données dans la figure I-2, ces points d'ébullition sont mesurés à la pression atmosphérique et il faut noter que les points d'ébullition 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. Degrés zéro de Kelvin = -273,15°C. Les unités de Kelvin sont employées couramment dans la science et la technologie cryogéniques car elles sont beaucoup plus pratiques. On peut voir beaucoup plus facilement qui est le plus froid ou le plus chaud, par exemple le point d'ébullition de l'Azote liquide est plus froid que le Argon liquide, qui est plus froid que l'oxygène liquide.

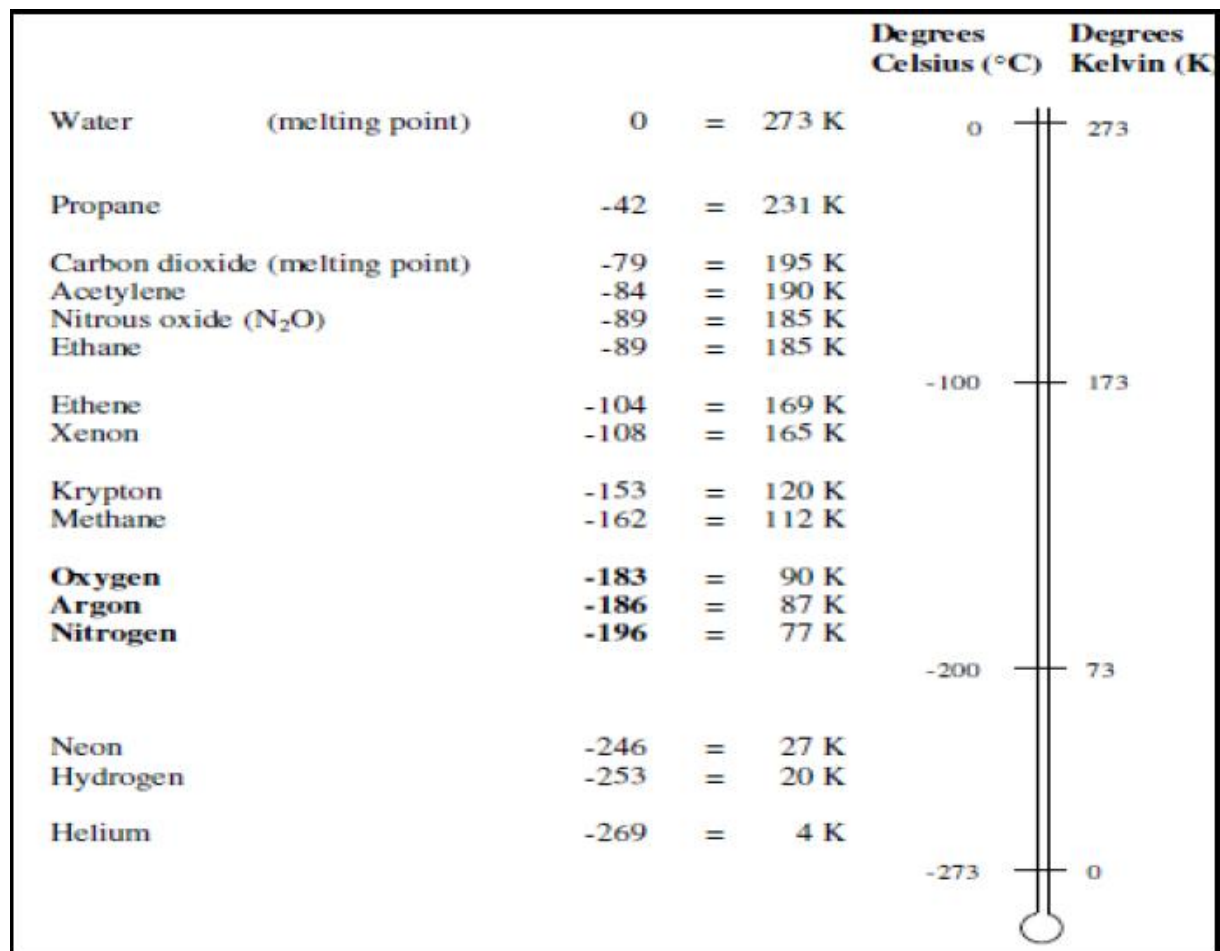


Figure I-2 : Points d'ébullition des gaz de l'air [25]

I.5.2 Oxygène [20]

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

I.5.2.1 Propriétés de l'Oxygène

Formule chimique O₂, Numéro atomique Z = 8 et sa Masse molaire est 31.9987 g / mole. Point d'ébullition : - 183 °C, Point de congélation : - 219 °C.

I.5.2.2 Quelques applications de l'Oxygène

La circulation sanguine, dans notre corps, absorbe l'oxygène de l'air dans nos poumons pour alimenter les cellules. Les fournisseurs de soins de santé emploient l'oxygène médical pour des patients dans la chirurgie et pour ceux qui ont des difficultés respiratoires. L'oxygène médical joue un rôle important en tant que gaz respirable. L'oxygène favorise la combustion, ainsi il aide les fabricants d'économiser l'énergie de montagne et réduisent l'émission des gaz tels que l'anhydride carbonique, l'oxyde d'azote ou l'oxyde de soufre. En utilisant l'oxygène enrichi, l'air augmente l'efficacité de production dans les applications de traitement d'acier, d'ergol combustible, le verre, l'industrie chimique et métallurgique. Les fabricants de l'aluminium, du cuivre et de l'or emploient l'oxygène pour enlever des métaux du minerai plus efficacement.

Les industries chimiques et pétrolières combinent l'oxygène avec les hydrocarbures pour produire des produits tels que l'antigel, le plastique, les polymères, et le nylon. L'oxygène permet par exemple de faciliter le thermoformage et le raffinage du verre. L'industrie du papier utilise l'oxygène pour augmenter la blancheur de papier tout en réduisant le besoin d'autres produits chimiques de blanchiment. Les usines de traitement des eaux usées emploient l'oxygène pour donner aux procès de traitement plus d'efficace et aussi d'augmenter la capacité des bassins pendant les expansions ou les renversements d'usine. Accélération des réactions d'oxydation dans différents secteurs et procédés ; augmentation des températures de procès dans la métallurgie, l'industrie des céramiques et du verre ; accélération de procédés biologiques et biochimiques, par exemple dans le cadre du traitement d'eau usées (stations d'épuration biologique) ; ainsi que beaucoup d'autres applications encore.

I.5.3 Azote [21]

Le gaz Azote est le constituant majoritaire de l'air (78,09 % en volume). L'azote liquide est l'un des fluides cryogéniques le plus employé.

I.5.3.1 Utilisations

L'azote est extrait de l'air par un processus cryogénique. Il est ensuite utilisé :

- soit sous forme gazeuse pour fournir une atmosphère inerte nécessaire aux procédés chimiques, métallurgiques, à l'élaboration de composants électroniques

ou pour les emballages en atmosphère neutre. Dans ce cas, il est très souvent stocké sous forme liquide (1 L liquide \cong 650 L de gaz), avant d'être vaporisé ;

- comme « réfrigérant », sous forme liquide, par exemple dans les équipements électroniques (refroidissement de détecteurs infrarouge, de laser), dans l'industrie alimentaire (refroidissement très rapide des aliments, surgélation, maintien de la température pendant leur transport), en génie civil (gel de sols meubles avant excavation).

I.5.3.2 Quelques propriétés

La température d'ébullition de l'azote liquide saturée, à 1 bar, est de 77,3 K. Dans cet état, la densité du liquide est de 808,9 kg/m³ et l'enthalpie de vaporisation de 198,3 kJ/kg. L'azote liquide se solidifie à 63,2 K.

I.5.4. l'Argon : [20]

L'argon est un gaz présent dans l'air à 0,934%, est un gaz noble situé dans la dernière colonne du tableau périodique des éléments : la famille des gaz rares. Il est donc chimiquement inerte. Ceci signifie qu'il ne peut subir aucune transformation chimique.

I.5.4.1 Propriétés de l'Argon :

Il n'y a aucun véritable composé chimique connu qui contient de l'argon. Son numéro atomique est 18, et sa masse atomique est de 39,948 Kg/Kmole, Il est incolore et inodore. La densité relative à l'air (1bar/15°C) de ce gaz est de 1,38. Sa température de fusion est de -189,2°C, et celle d'ébullition est de -185,7°C

I.5.4.2 Utilisations :

- **Alimentaire et boissons :**

L'argon peut remplacer l'azote dans la plupart des applications sous atmosphère contrôlée. Sa solubilité (double de celle de l'azote) et certaines caractéristiques moléculaires lui confèrent des propriétés particulières vis-à-vis des légumes. Dans certaines conditions, il ralentit les réactions métaboliques et réduit la respiration dans des proportions significatives.

- **Verre, ciment et chaux :**

Pour ses capacités d'isolation thermique, l'argon est principalement utilisé comme gaz de remplissage des fenêtres à double vitrage.

- **Laboratoires et Analyses :**

Utilisé pur ou en mélanges pour les analyses et la maîtrise de la qualité en milieu industriel et hospitalier. Plus particulièrement, l'argon est utilisé comme gaz plasmagène dans les spectromètres d'émission à plasma inductif (ICP), comme gaz de protection dans les spectromètres d'absorption à fous graphite (GFAAS) et comme gaz vecteur pour de nombreux détecteurs de chromatographie en phase gazeuse. En mélange avec le méthane, l'argon est utilisé comme gaz de piégeage dans les compteurs Geiger et les détecteurs des spectromètres à fluorescence de rayons X (XRF).

- **Soudage, coupage et projection thermique :**

L'argon est un gaz de protection utilisé dans le soudage à l'arc, le blindage du fond de filet ou le coupage par plasma. L'argon protège les soudures contre l'oxydation, et réduit les émissions de fumées lors du soudage.

1.5.5 L'Hélium [22], [23]

L'hélium est un gaz rare présent dans notre atmosphère à raison de 5,24 ppm (partie par million). Il existe deux isotopes stables de l'hélium : l'hélium-4 et l'hélium-3. 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-3 (stable avec un seul neutron) très rare sur Terre peut être produit par la désintégration du tritium, il est en revanche très abondant sur la Lune. Ce fluide également utilisé en cryogénie pour atteindre les ultra-basses températures (de l'ordre du millième de kelvin) reste extrêmement coûteux à cause de sa rareté, il n'est donc pas utilisé dans les applications industrielles. Les systèmes cryogéniques qui nous intéressent pour refroidir des aimants supraconducteurs utilisent exclusivement de l'hélium 4. L'Hélium est le seul liquide capable de refroidir des équipements en dessous de 5 K de manière efficace. De plus, sa très basse pression critique (2, 3 bar) permet de travailler à des pressions modérées pour un bain d'hélium en équilibre avec sa vapeur. L'hélium peut également être facilement utilisé au-dessus de son point critique, dans un état dit super- critique où les états de gaz et

Chapitre I Généralités sur la cryogénie et les fluides cryogéniques

de liquide sont indiscernables et il n'y a donc pas de chaleur latente associée à un changement de phase.

I.5.3.2 Utilisation de l'Hélium

L'hélium supercritique est utilisé lorsque l'on veut transporter de l'hélium à basse température sur de grandes distances sans écoulement diphasique pour éviter l'apparition de vapeur ayant des propriétés de transferts de chaleur moins bonnes.

I.5.3.3 Quelques propriétés de l'Hélium

Le tableau suivant montre quelques propriétés de l'Hélium :

Table-I.2- quelques propriétés de l'Hélium.

Caractéristiques	Hélium
Point de saturation (K)	4,22
Température critique (K)	5,20
Pression critique (MPa)	0,23
Température au point Lambda (K)	2,18
Pression au point Lambda (kPa)	5,04
Densité liquide à pression ambiante (kg/m ³)	125
Densité gaz à pression ambiante (kg/m ³)	16,7
Densité normale (kg/m ³)	0,18

L'Hélium possède une propriété particulière car il comporte un 4ème état physique : l'état super-fluide. La phase liquide de l'Hélium se divise ainsi en deux parties aux alentours de 2,2 K par une ligne appelée ligne lambda. L'Hélium liquide classique (He I) est situé à droite de cette ligne et l'Hélium super-fluide (He II) est situé à gauche, voir la Figure 2 où le diagramme de phase de l'Hélium est représenté. L'Hélium ne possède donc pas de point triple mais un point appelé point lambda entre l'hélium liquide classique, l'Hélium super-fluide et l'Hélium gazeux ($T_\lambda = 2,172$ K et $P_\lambda = 5039$ Pa).

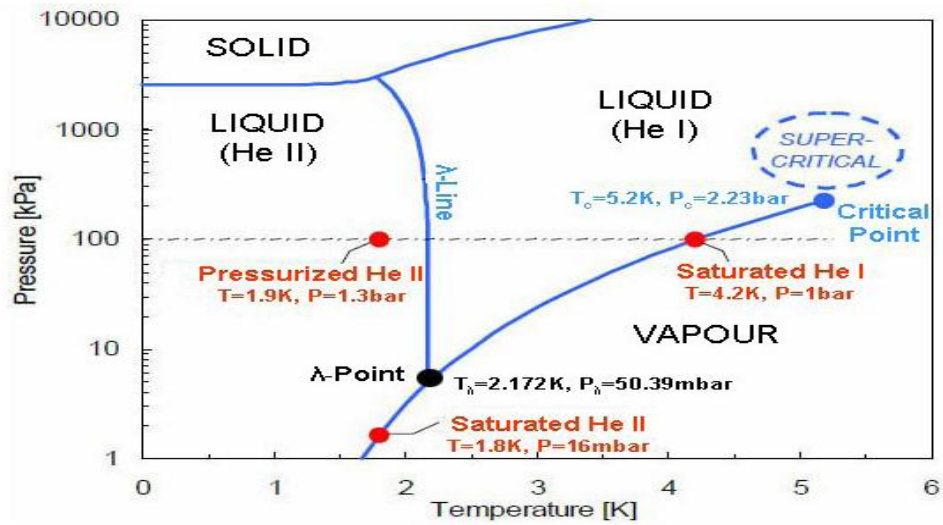


Figure I.6 : Diagramme de phase de l'hélium. [23]

La production d'hélium liquide et la conception des installations ont fait appel à l'utilisation des cycles thermodynamiques, et en particulier au développement d'un cycle thermodynamique adapté à la cryogénie : le cycle de Claude. Avant de construire un cycle thermodynamique, l'évolution des différents paramètres (pression, température, énergie) du fluide cryogénique utilisé doit être connue. Parmi les différents diagrammes de phase pour les fluides, le diagramme Température-Entropie (diagramme T-S) est le plus pratique pour illustrer les différentes transformations des cycles thermodynamiques utilisés pour les systèmes cryogéniques fermés. Au cours de ce projet, le diagramme T-S associé à celui de l'hélium a été utilisé à plusieurs reprises pour comprendre le principe de fonctionnement des équipements cryogéniques (Turbines, Compresseur, Vannes J-T...).

Sur ce diagramme, les courbes de couleur verte représentent les courbes de même enthalpie (les isenthalpes), les courbes bleues sont les isobares et la courbe rouge décrit la courbe de saturation c'est-à-dire le passage entre l'hélium gazeux et l'hélium liquide. Pour les basses températures, il est plus pratique d'utiliser un diagramme T-S avec une échelle de température logarithmique. Ce diagramme est pratique dans le sens où l'on peut visualiser l'évolution des caractéristiques de l'hélium. Cependant, lorsque des valeurs sont nécessaires, des logiciels calculent les propriétés du fluide

Table-I.3- quelques propriétés des cryo-fluides [24]

Propriétés de quelques fluides		He3	He4	H2	D2	Ne	N2	O2	Ar	CH4	H2O
Température d'ébullition à p normale (1.013 .10 ⁵ 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 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	54.6	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 (kJ/kg.K) à 0°C et 1 bar		-	5.20	14.05	-	1.03	1.038	0.909	0.52	2.19	1.842 (à 100°C)
Conductivité thermique du gaz à Téb (mW/m.K)		-	10	15	< 40	8	7.6	9	8	8.7	22
Conductivité 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 ³)		59	125	71	161	1210	810	1140	1400	425	998
Masse volumique de la vapeur saturante à p normale (kg/m ³)		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 ³)		0.13	0.18	0.09	0.18	0.9	1.25	1.43	1.8	0.55	
Viscosité du liquide à Téb (μPa.s)		2	3.6	13	16.2	125	160	190	260	120	278
Viscosité du gaz à Téb (μPa.s)		1.2	1	1	1.5	4.5	5	7	8	4.4	12.5
Viscosité du gaz à Tambiante (μPa.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	80

I.5.6 Conclusion

Dans ce chapitre nous avons commencé par présenter les généralités en cryogénie, notamment les différentes techniques de productions des basses températures, et quelques fluides cryogéniques avec leurs domaines d'utilisations car l'objectif de la cryogénie est de produire ces fluides.

II.1 Introduction

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 parallèle 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...) [25]. Ce chapitre est basé sur la présentation des différents cycles de liquéfaction cryogénique, et les procédés industriels de séparation des gaz de l'air.

I.2 Comment réaliser la liquéfaction des gaz ? [26]

Nous savons que la matière se présente sous trois états solide, liquide et gazeux. La distinction entre ces états étant basée sur :

- La distance entre les particules (atomes, molécules, ions) qui constituent la matière.
- L'agitation de ces particules.

Les particules à l'état gazeux sont très éloignées les unes des autres, avec une agitation rapide et désordonnée. On observe également de nombreux chocs entre elles. Pour l'état liquide, les particules sont beaucoup plus rapprochées les unes des autres, elles se déplacent à faible vitesse donnant lieu à des associations temporaires (liaisons faibles).

À l'état solide, les particules sont empilées dans un ordre régulier, elles sont très rapprochées les unes des autres. Sur ces bases, on pourra dire que le passage de l'état gazeux vers l'état liquide pourra s'effectuer par la diminution de la distance entre les particules (rapprochement) et par le ralentissement du déplacement de ces particules et on peut réaliser cela :

- Par la compression : l'augmentation de la pression exercée sur le gaz diminue le volume offert au gaz et rapproche les particules entre elles.

Cependant, l'agitation des particules demeure importante et la température s'élève à cause des chocs. Il faudra donc abaisser la température.

- Et par l'abaissement de la température : la diminution de température extrait de l'énergie calorifique du milieu et ainsi l'énergie cinétique des particules se trouve réduite et les particules se déplacent moins vite.

Le rapprochement conjugué au ralentissement permet l'établissement de liaisons entre particules : ce qui provoque la formation du liquide.

II.3 Les équipements cryogéniques mis en jeu [27]. [28]. [29]

II.3.1 Station de compression

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

II.3.2 Echangeurs Thermiques

Les échangeurs thermiques permettent un échange de chaleur entre un fluide chaud et un fluide froid (le fluide peut être le même mais à température différente). Dans les échangeurs thermiques à plaques, les fluides ne sont jamais en contact et circulent souvent à contre-courant. Il y a une paroi métallique (aluminium généralement) entre chaque courant de fluide qui représente la surface d'échange. C'est pour cette raison que cette paroi est en forme d'ailettes. Plus la surface d'échange est importante, plus le coefficient d'échange thermique le sera également.

Dans une boîte froide, l'échange thermique se fait à pression constante pour chaque courant (par exemple à 18 bars pour le premier fluide (haute pression) et 1,1 bar pour le second (basse pression)).

Dans le cas idéal, cet échange thermique devrait avoir lieu sans différence de température et sans chute de pression. Or, cette dernière est inévitable due aux frictions de l'hélium sur la paroi métallique.

Sur la figure ci-dessous, la description des différents éléments composant un échangeur thermique à plaque est visible. La compacité d'un échangeur est très importante pour avoir un ratio important entre surface d'échange et unité de volume.

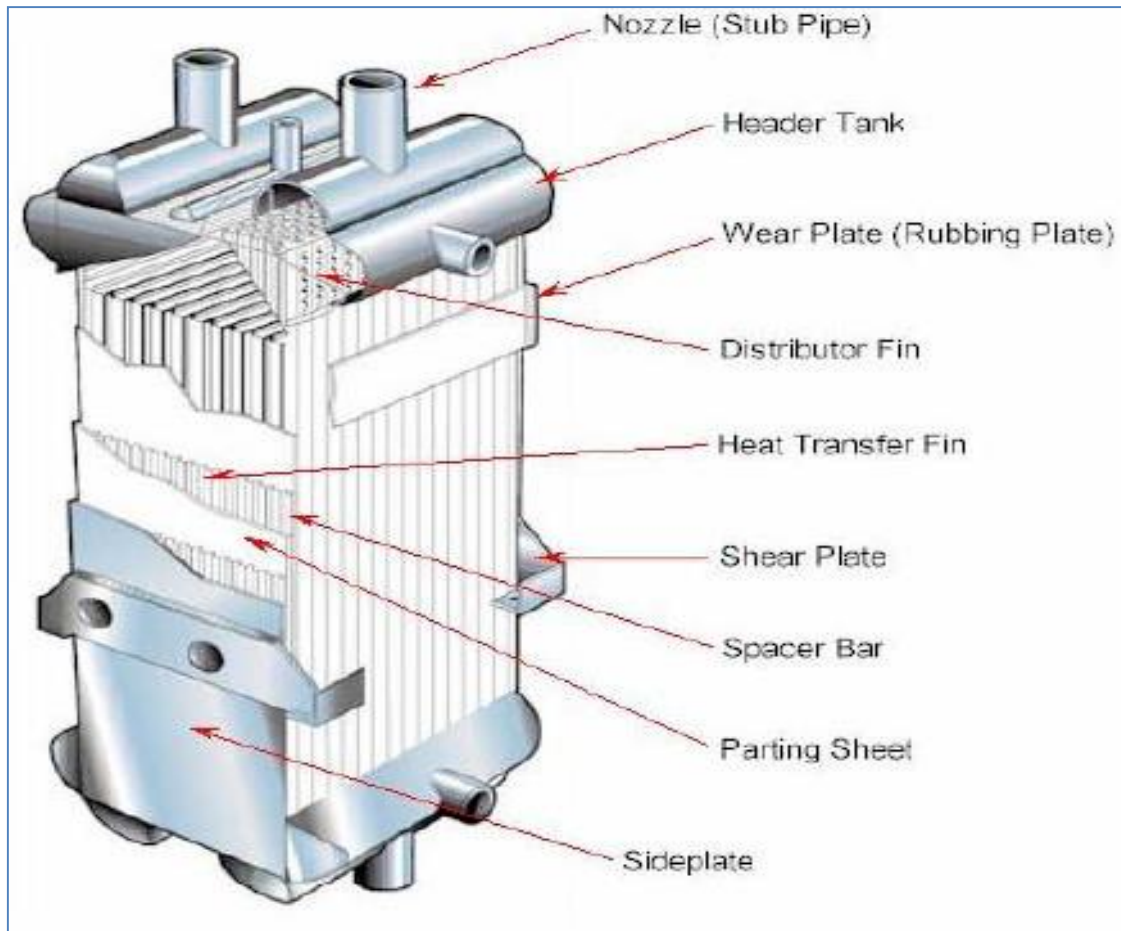


Figure II.1 : Echangeurs thermiques à plaques.

II.3.3 Turbines

Les turbines sont les équipements cryogéniques fournissant le froid au procédé. Dans une turbine, deux parties peuvent se distinguer. L'une concerne la circulation du débit d'hélium à travers une pale, l'autre partie concerne le fonctionnement du frein (compresseur à gaz associé à une vanne) pour contrôler la vitesse de rotation de la pale. Sur la figure suivante, les différentes pièces composant ces deux parties sont visibles :

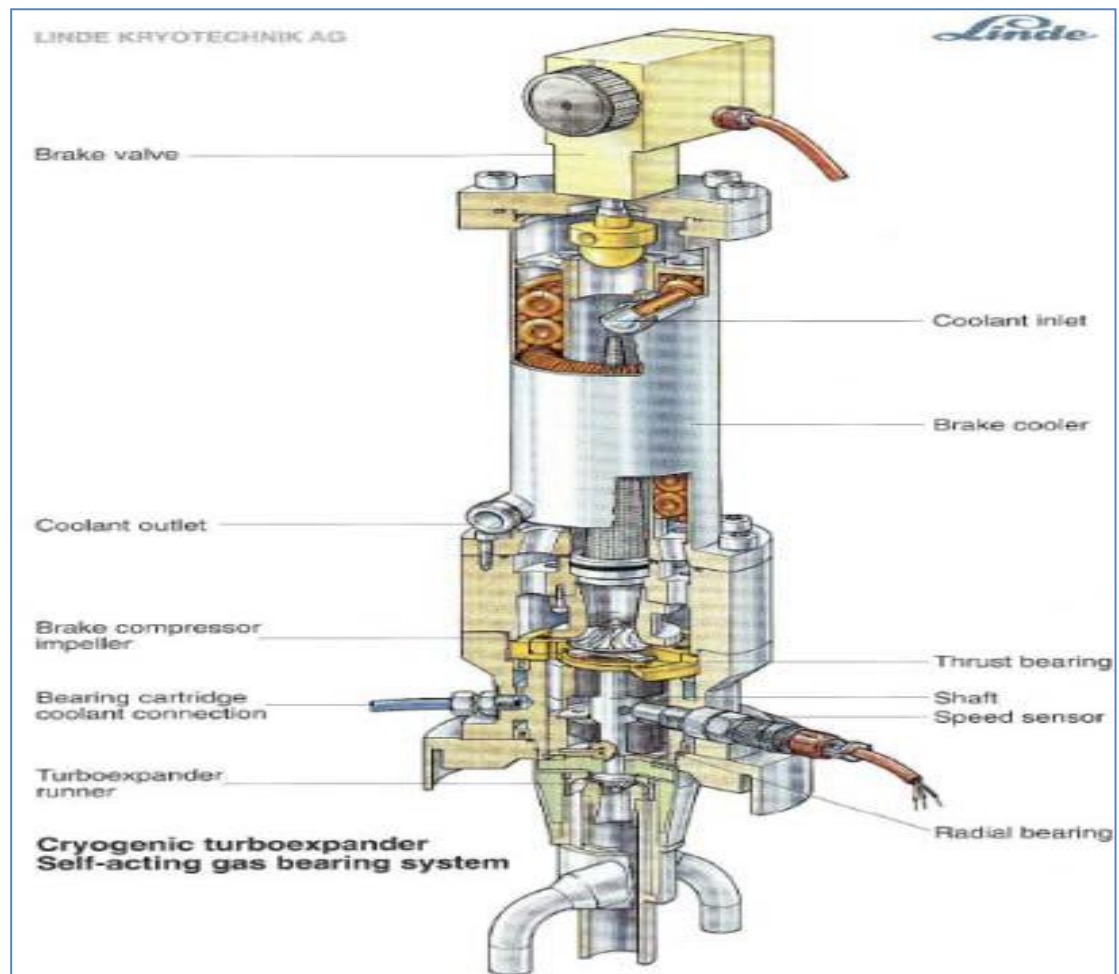


Figure II.2 : Turbine cryogénique.

II.3.4 Vannes de détente Joule-Thomson

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 I.6).

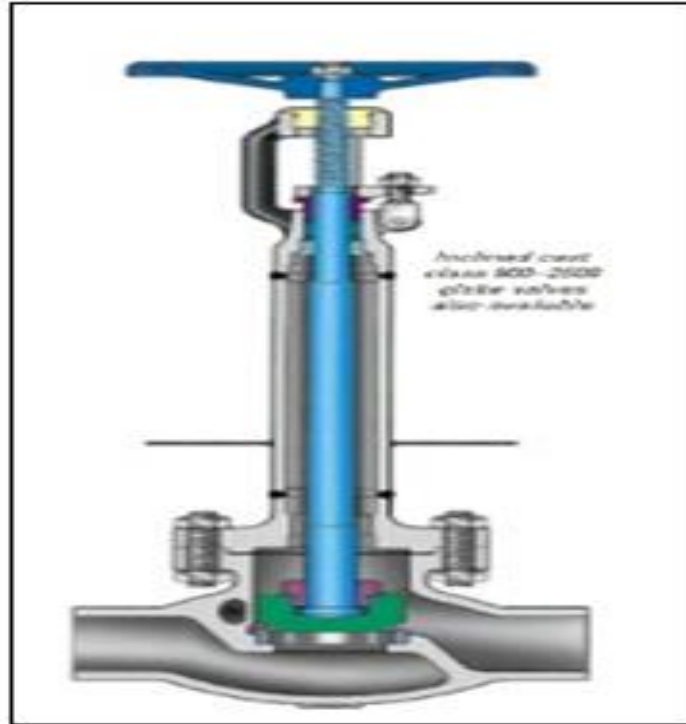


Figure II.3 Vanne de Joule-Thomson

II.4 Cycles de liquéfaction cryogénique [20]

Pour refroidir un fluide cryogénique, on lui applique une série de transformations thermodynamiques. Les principales transformations utilisées sont :

- Transférer de la chaleur entre un fluide chaud et un fluide froid via un échangeur de chaleur.
- Pomper sur un bain liquide en équilibre avec sa vapeur. Cela a pour effet d'abaisser la pression du fluide et donc la température en suivant la ligne de saturation gaz/liquide.
- Effectuer une détente isenthalpique, souvent appelée détente Joule Thomson ($\Delta H = 0$). Cela consiste à détendre le gaz à travers un orifice. Si cette détente s'effectue au dessous de la température d'inversion, elle s'accompagne d'un refroidissement du gaz (la température d'inversion de l'hélium est d'environ 40K).
- Extraire de la chaleur via un travail extérieur sur une turbine ou un piston (transformation isentropique $\Delta S = 0$).

II.4.1 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).

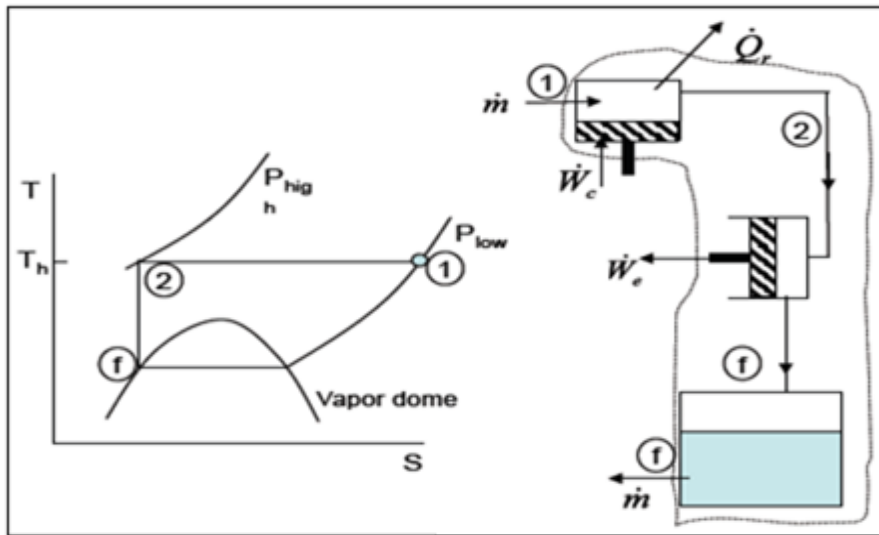


Figure II.4 cycle idéal de liquéfaction d'un gaz.

• Bilan énergétique sur le système

Considérons le système ouvert délimité en pointillés,

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

$$\frac{d\dot{E}_T}{dt} = \dot{W} + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \tag{II.1}$$

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

$$\Rightarrow \dot{W}_c - \dot{W}_e - \dot{Q}_r + \dot{m}h_1 - \dot{m}_f h_f = 0 \quad \text{Avec} \quad \dot{m}_f = \dot{m} \tag{II.2}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{net} = \dot{W}_c - \dot{W}_e = \dot{Q}_r - \dot{m}(h_1 - h_f) \dots \dots \dots (I) \tag{II.3}$$

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

$$\frac{dS}{dt} = \sum \frac{\dot{Q}_e}{T} + \sum_i \dot{m}_i s_i + \sum_j \dot{m}_j s_j + \int \frac{\delta s_i}{\delta t} = 0 \tag{II.4}$$

$$\Rightarrow \frac{dS}{dt} = -\frac{\dot{Q}_r}{T} + \dot{m}s_1 - \dot{m}_f s_f = 0 \tag{II.5}$$

Avec $\frac{dS}{dt} = 0$: régime permanent.

$$\Rightarrow \dot{Q}_r = T_1 \dot{m}(s_1 - s_f) \dots \dots \dots (II) \tag{II.6}$$

Remplaçons \dot{Q}_r dans l'équation (I) :

$$\dot{W} = \dot{m}[T_1(s_1 - s_l) - (h_1 - h_l)] \quad \text{II.7}$$

$$\Rightarrow W_{\text{net, idéal}} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = T_1(s_1 - s_l) - (h_1 - h_l) \quad \text{II.8}$$

II.4.2 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 non liquéfier (refus de liquéfaction).

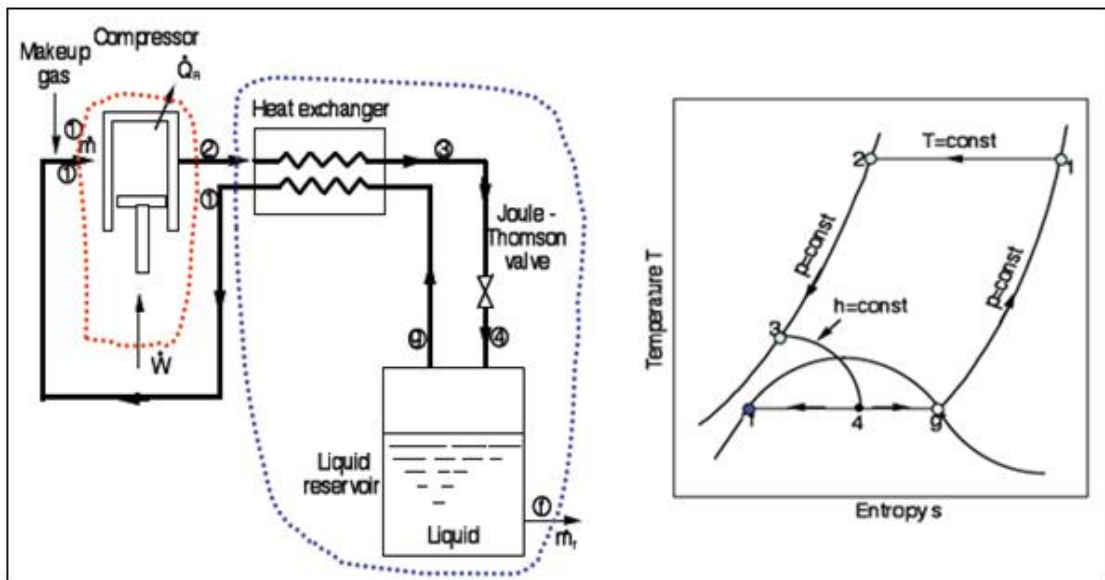


Figure II.5 Cycle de liquéfaction de Linde.

• **Bilan enthalpique**

Considérons le système ouvert délimité en pointillés,

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

$$\frac{d\dot{E}_T}{dt} = \dot{W} + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i + \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.9}$$

$$\Rightarrow \dot{W} + \dot{Q} = \sum_j \dot{m}_j h_j - \sum_i \dot{m}_i h_i = 0 \quad \text{II.10}$$

Avec $\left\{ \begin{array}{l} \frac{d\dot{E}_T}{dt} = 0 : \text{Régime permanent.} \\ \dot{W} = 0 : \text{Parois indéformable.} \\ \dot{Q} = 0 : \text{Système isolé.} \end{array} \right.$

$$\Rightarrow \dot{m}_f h_f + (\dot{m} - \dot{m}_f) h_1 - \dot{m} h_2 = 0 \dots\dots(I') \quad \text{II.11}$$

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

$$\Rightarrow y h_1 + (1 - y) h_1 - h_2 = 0$$

Donc le taux de liquéfaction est :

$$\Rightarrow \mathbf{y} = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} \quad \text{II.12}$$

• **Expression de la puissance mécanique dépensée**

On fait un bilan énergétique au niveau de compresseur :

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

$$\frac{d\dot{E}_T}{dt} = \dot{W} + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i + \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.13}$$

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

$$\Rightarrow \dot{W} - \dot{Q}_r = \dot{m}(h_2 - h_1) \dots\dots(II'') \quad \text{II.14}$$

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

$$\frac{dS}{dt} = \sum \frac{\dot{Q}_e}{T} + \sum_i \dot{m}_i s_i + \sum_j \dot{m}_j s_j + \int \frac{\delta s_i}{\delta t} = 0 \quad \text{II.15}$$

$$\Rightarrow \frac{dS}{dt} = -\frac{\dot{Q}_r}{T} + \dot{m}_1 s_1 - \dot{m}_2 s_2 = 0 \quad \text{II.16}$$

$$\Rightarrow \dot{Q}_r = T_1 \dot{m}(s_1 - s_2) \dots\dots(II''') \quad \text{II.17}$$

Remplaçons l'équation (II''') dans l'équation (II''), et on obtient:

$$\dot{W}_{net} = \dot{m}[T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.18}$$

$$\Rightarrow \mathbf{W_{net, idéale} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)} \quad \text{II.19}$$

Donc, l'énergie mécanique consommée par 1Kg de gaz liquéfié est :

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

$$\Rightarrow W_1 = \frac{1}{y} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.20}$$

II.4.3 Cycle de liquéfaction de Linde avec pré-refroidissement

La performance 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 CO₂, soit de l'Ammoniac (NH₃) ou les fréons a fin de refroidir le gaz en sortie de compression.

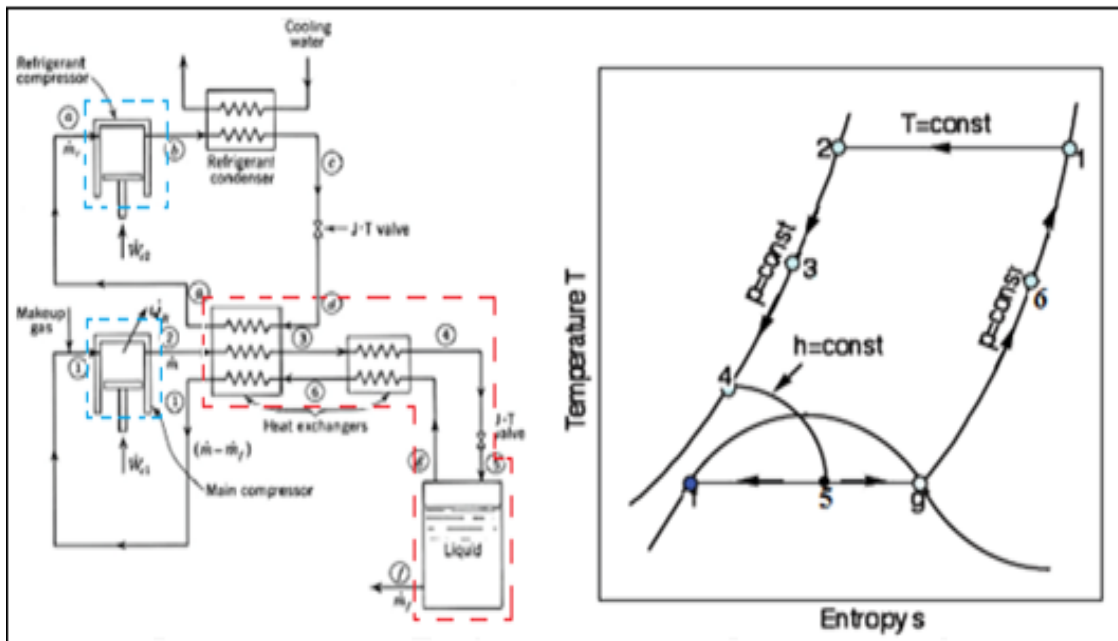


Figure II.6 Cycle de liquéfaction de Linde avec pré-refroidissement.

- **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 :

$$\dot{m}h_2 + \dot{m}_r h_d - (\dot{m} - \dot{m}_f)h_1 - \dot{m}_r h_a - \dot{m}_f h_f = 0 \dots (I) \quad \text{II.21}$$

Avec \dot{m}_r : c'est le débit massique du réfrigérant auxiliaire, et $y = \frac{\dot{m}_f}{\dot{m}}$ et $r = \frac{\dot{m}_r}{\dot{m}}$

On divise l'équation (I) par \dot{m} on obtien :

$$h_2 + r h_d - (1 - y)h_1 - r h_a - y h_i = 0$$

$$\Rightarrow y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_i} + r \frac{h_a - h_d}{h_1 - h_i} \quad \text{II.22}$$

• **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 » :** (c'est déjà fait, voir l'équation ...)

$$\dot{W}_{C1} = \dot{m}[T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.23}$$

• **Pour « C₂ » :**

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

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

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

$$\Rightarrow \dot{W}_{C2} + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.24}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{C2} + \dot{m}_r h_a - \dot{m}_r h_b = 0$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{C2} = \dot{m}_r (h_b - h_a) = 0 \quad \text{II.25}$$

D'où : $\dot{W} = \dot{W}_{C1} + \dot{W}_{C2}$

$$\Rightarrow \mathbf{W}_{net,idéale} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] + r(h_b - h_a) \quad \text{II.26}$$

• **L'expression de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$\mathbf{W}_1 = \frac{\dot{w}}{y \cdot \dot{m}} = \frac{1}{y} \{ [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] + r(h_b - h_a) \} \quad \text{II.27}$$

II.4.4 Cycle de Linde à détente étagée

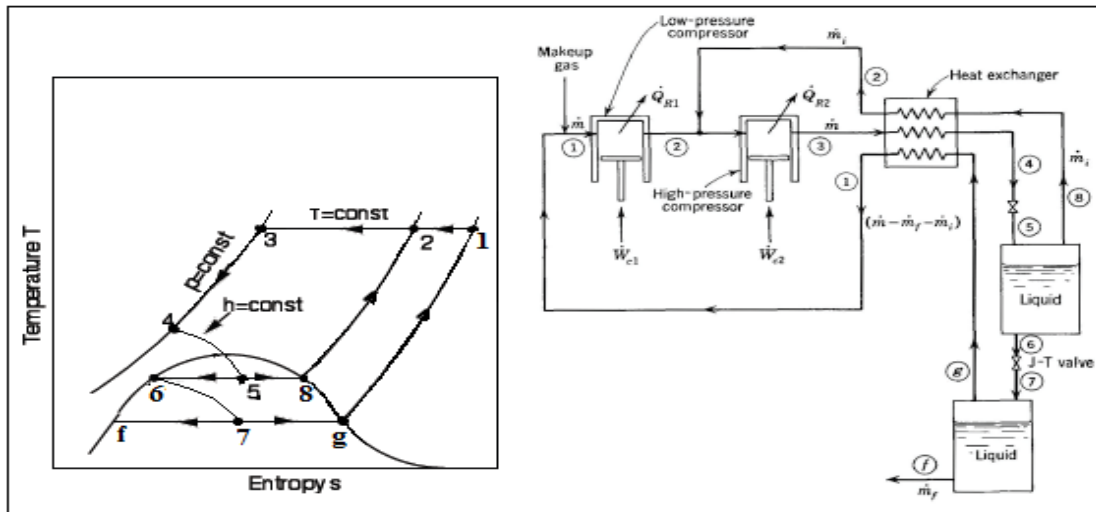


Figure II.7 Cycle de Linde à détente étagée.

- **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 deux séparateurs (1 et 2)). En régime permanent,

On écrit :

$$\dot{m}h_3 - \dot{m}_f h_f - \dot{m}_i h_2 - (\dot{m} - \dot{m}_f - \dot{m}_i) h_1 = 0 \dots (1) \quad \text{II.28}$$

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

On divise l’équation (1) sur « \dot{m} », et on obtient :

$$h_3 + y h_f - \alpha h_2 - (1 - y - \alpha)h_1 = 0$$

$$\Rightarrow y = \frac{h_1 - h_3}{h_1 - h_f} + \alpha \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} \quad \text{II.29}$$

- **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 de premier principe de la thermodynamique, on obtient :

$$\dot{W}_{C1} - \dot{Q}_{r1} + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \quad \text{II.30}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{C1} - \dot{Q}_{r1} = (\dot{m} - \dot{m}_i)(h_1 - h_2) \quad \text{II.31}$$

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

$$\frac{ds}{dt} = \sum \frac{\dot{Q}_r}{T} + \sum_i \dot{m}_i s_i + \sum_j \dot{m}_j s_j + \int \frac{\delta s_i}{\delta t} = 0 \quad \text{II.32}$$

$$\Rightarrow \frac{ds}{dt} = -\frac{\dot{Q}_{r1}}{T_1} + (\dot{m} - \dot{m}_i)(s_1 - s_2) = 0 \quad \text{II.33}$$

$$\Rightarrow -\dot{Q}_r = T_1(\dot{m} - \dot{m}_i)(s_1 - s_2)$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{C1} = (\dot{m} - \dot{m}_i)[T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.34}$$

• Pour « C₂ » :

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

$$\dot{W}_{C2} - \dot{Q}_{r2} = \dot{m}(h_3 - h_1) \quad \text{II.35}$$

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

$$\frac{ds}{dt} = -\frac{\dot{Q}_{r2}}{T_1} + \dot{m}(s_3 - s_1) = 0 \quad \text{II.36}$$

$$\Rightarrow -\dot{Q}_r = T_1 \dot{m}(s_3 - s_1) \quad \text{II.37}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{C2} = \dot{m}[T_1(s_3 - s_1) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.38}$$

D'où : $\dot{W} = \dot{W}_{C1} + \dot{W}_{C2}$

$$\dot{W}_{\text{net, idéal}} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = [T_1(s_1 - s_3) - (h_1 - h_3)] + \alpha[T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.39}$$

• L'expression de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié

$$\dot{W}_1 = \frac{\dot{W}}{y \cdot \dot{m}} = \frac{1}{y} [T_1(s_1 - s_3) - (h_1 - h_3)] + \alpha [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.40}$$

II.4.5 Cycle de Claude

Le cycle de Claude associe deux détente, une isenthalpique et l'autre isentropique. Le début de cycle de Claude est le même que celui de Linde (compression isotherme), puis un premier refroidissement isobare (point 3) : en ce point, on prélève une partie du gaz partiellement refroidit dans l'échangeur de chaleur « 1 » qu'on 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)

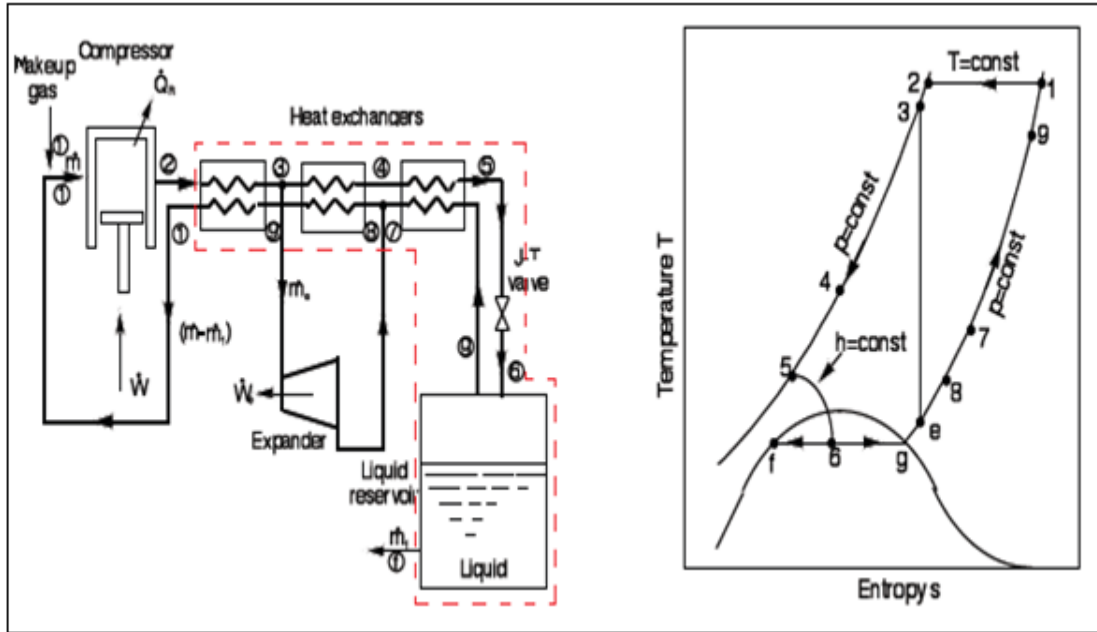


Figure II.8 Cycle de Claude

- Bilan énergétique
- L'expression de « y »

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

$$\dot{m}h_2 + \dot{m}_E h_E - \dot{m}_E h_3 - (\dot{m} - \dot{m}_f)h_1 - \dot{m}_f h_f = 0 \quad \text{II.40}$$

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

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

$$\begin{aligned} h_2 + xh_E - xh_3 - (1 - y)h_1 - yh_f &= 0 \\ \Rightarrow x(h_E - h_3) - y(h_1 - h_f) &= h_1 - h_2 \\ \Rightarrow y &= \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} + x \frac{h_3 - h_E}{h_1 - h_f} \end{aligned} \quad \text{II.41}$$

- L'expression de W_{net} consommé

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

- Bilan de premier et deuxième principe de la thermodynamique sur le compresseur « C » :

$$\dot{W}_C = \dot{m}[T_1(s_1 - s_2) - (h_2 - h_1)] \quad \text{II.42}$$

- Bilan de premier et deuxième principe de la thermodynamique sur la turbine « E » :

$$\begin{aligned} \frac{d\dot{E}_T}{dt} &= -\dot{W}_E + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \\ \Rightarrow \dot{W}_E + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j &= 0 \\ \Rightarrow \dot{W}_E + \dot{m}_E h_3 - \dot{m}_E h_E &= 0 \\ \Rightarrow \dot{W}_E = \dot{m}_E (h_3 - h_E) &= 0 \end{aligned} \quad \text{II.43}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{\text{net}} = \dot{W}_C + \dot{W}_E \quad \text{II.44}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{\text{net}} = \dot{m} [T_1 (s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x (h_3 - h_E)] \quad \text{II.45}$$

$$W_{\text{net, idéal}} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = [T_1 (s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x (h_3 - h_E)] \quad \text{II.46}$$

- le travail net par Kg de gaz liquéfié est :

$$W_l = \frac{W_{\text{net}}}{y} = \frac{1}{y} \{ [T_1 (s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x (h_3 - h_E)] \} \quad \text{II.47}$$

II.4.6 Système de liquéfaction de KAPITZA [27]

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

• Hypothèses

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

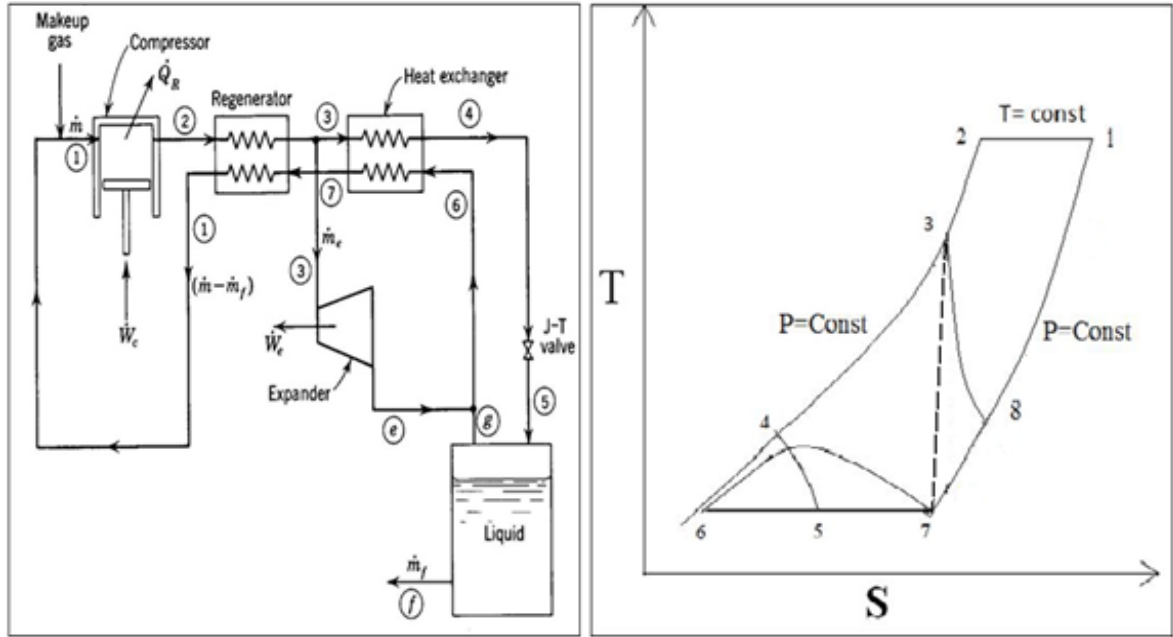


Figure II.9 Cycle de liquéfaction de Kapitza.

- Bilan énergétique
- L'expression de « y »

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

$$\dot{m}h_2 - \dot{m}_l h_6 - (\dot{m} - \dot{m}_l)h_{10} - \dot{m}_E h_3 - \dot{m}_E h_7 = 0 \quad \text{II.48}$$

Avec $x_E = \frac{\dot{m}_E}{\dot{m}}$ et $y = \frac{\dot{m}_l}{\dot{m}}$

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

$$\begin{aligned} h_2 - y h_6 - (1 - y)h_{10} - x_E h_7 - x_E h_3 &= 0 \\ \Rightarrow x_E (h_7 - h_3) - y (h_6 - h_{10}) &= h_{10} - h_2 \\ \Rightarrow y &= \frac{h_{10} - h_2}{h_{10} - h_6} - x_E \frac{h_3 - h_7}{h_{10} - h_6} \end{aligned} \quad \text{II.49}$$

- L'expression de W_{net} consommé

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

- Bilan de premier et deuxième principe de la thermodynamique sur le compresseur « C » :

$$\dot{W}_C = \dot{m}[T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.50}$$

- Bilan de premier et deuxième principe de la thermodynamique sur la turbine « E » :

$$\begin{aligned} \frac{d\dot{E}_T}{dt} &= -\dot{W}_E + \dot{Q} + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j = 0 \\ \Rightarrow \dot{W}_E + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_j \dot{m}_j h_j &= 0 \\ \Rightarrow \dot{W}_E + \dot{m}_E h_3 - \dot{m}_E h_7 &= 0 \end{aligned} \quad \text{II.51}$$

$$\begin{aligned} \Rightarrow \dot{W}_E &= \dot{m}_E (h_3 - h_7) = 0 \\ \Rightarrow \dot{W}_{net} &= \dot{W}_C + \dot{W}_E \end{aligned} \quad \text{II.52}$$

$$\Rightarrow \dot{W}_{net} = \dot{m}[T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [\dot{m}_E(h_3 - h_7)] \quad \text{II.53}$$

$$W_{net, idéal} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x_E(h_3 - h_7)] \quad \text{II.54}$$

- le travail net par Kg de gaz liquéfié est :

$$W_l = \frac{W_{net}}{y} = \frac{1}{y} \{ [T_1(s_1 - s_2) - (h_2 - h_1)] - [x_E(h_3 - h_7)] \} \quad \text{II.55}$$

II.4.7 Cycle de liquéfaction de Collins (1952)

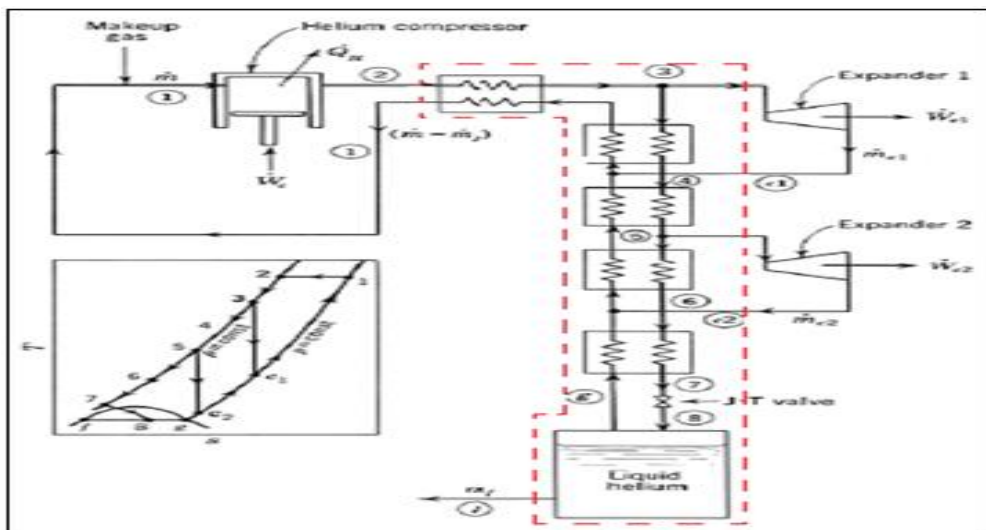


Figure II.10 Cycle de liquéfaction de Collins (1952).

• L'expression de « y » :

Bilan énergétique sur le système délimité en pointillés, et par l'application du premier et deuxième principe de la thermodynamique, on obtient :

$$\dot{m}h_2 + \dot{m}_{x_1}h_{E_1} - \dot{m}_{x_2}h_{E_2} - (\dot{m} - \dot{m}_f)h_1 - \dot{m}_{x_1}h_3 - \dot{m}_{x_2}h_5 - \dot{m}_fh_f = 0 \quad \text{II.56}$$

On divise par « \dot{m} », et on not que

$$x_1 = \frac{\dot{m}_{x_1}}{\dot{m}} ; x_2 = \frac{\dot{m}_{x_2}}{\dot{m}} ; y = \frac{\dot{m}_f}{\dot{m}}$$

$$\Rightarrow h_2 + x_1h_{E_1} - x_2h_{E_2} - (1 - y)h_1 - x_1h_3 - x_2h_5 - yh_f = 0$$

$$y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_1} + x_1 \frac{h_3 - h_{E_1}}{h_1 - h_1} + x_2 \frac{h_5 - h_{E_2}}{h_1 - h_1} \quad \text{II.57}$$

• L'expression du travail dépensé par un Kg de gaz comprimé

$$\dot{W}_{net} = \dot{W}_C - (\dot{W}_{E_1} + \dot{W}_{E_2}) \quad \text{II.58}$$

$$\dot{W}_{net} = \dot{m}[T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [\dot{m}_{x_1}(h_3 - h_{E_1}) - \dot{m}_{x_2}(h_5 - h_{E_2})] \quad \text{II.59}$$

$$W_{net, idéal} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}} = [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x_1(h_3 - h_{E_1}) - x_2(h_5 - h_{E_2})] \quad \text{II.60}$$

• L'expression du travail dépensé par un Kg de gaz liquéfié :

$$W_l = \frac{\dot{W}}{y \cdot \dot{m}} = [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x_1(h_3 - h_{E_1}) - x_2(h_5 - h_{E_2})] \quad \text{II.60}$$

II.5 Influence des rendements des composants du système sur les performances de liquéfaction

II.5.1 Rendement global du compresseur « $\eta_{g,c}$ »

Il est donné par : $\eta_{g,c} = \eta_{c,T=cst} * \eta_{m,c}$ II.61

Où $\eta_{c,T=cst}$: Rendement isotherme de compression.

$$\eta_{c,T=cst} = \frac{\left(\frac{\dot{W}}{\dot{m}}\right)_{T=cst}}{\left(\frac{\dot{W}}{\dot{m}}\right)_{ind}} \quad \text{II.62}$$

Avec

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

$\eta_{m,c}$: Rendement mécanique du 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 :

$$W_{l,réel} = \frac{\dot{W}_c}{\dot{m}_l} = \frac{1}{y \cdot \eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{II.63}$$

II.5.2 Rendement global de détenteur (Turbine-Expender)

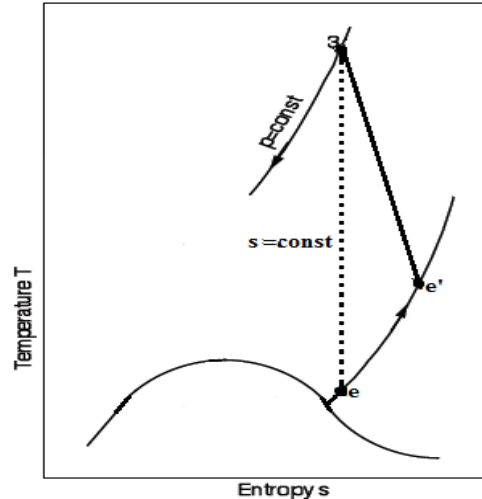
Dans le système de Claude où on a recours à la turbine de détente, influence directement la fraction de gaz liquéfié et le travail de compression (si le travail fourni par la turbine est utilisé pour aider le compresseur). Le rendement global de la turbine de détente est donné par :

$$\eta_{g,t} = \eta_{ad,t} \cdot \eta_{m,t}$$

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

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

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



$$\eta_{ad,t} = \frac{(h_3 - h_{e'})_{réel}}{(h_3 - h_e)_{ad}} < 1$$

La variation réelle d'enthalpie dans cette détente est :

$$\Delta h_{réel} = h_3 - h_{e'} = \eta_{ad,t} \cdot (h_3 - h_e)$$

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

$$y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_l} + x \cdot \eta_{ad,t} \frac{h_3 - h_e}{h_1 - h_l} \quad \text{II.64}$$

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

$$W_{net} = \frac{\dot{W}_{net}}{\dot{m}} = \frac{\dot{W}_c - \dot{W}_e}{\dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - x \eta_{m,t} \cdot (h_3 - h_e) \quad \text{II.65}$$

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

$$\Rightarrow W_{net} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - x \eta_{g,t} \cdot (h_3 - h_e) \quad \text{II.66}$$

II.5.3 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 :

$$E = \frac{h'_1 - h_g}{h'_1 - h_1} \dots\dots\dots(1) \quad \text{II.67}$$

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 :

$$y = \frac{h'_1 - h_2}{h'_1 - h_1} + x \cdot \eta_{ad,t} \frac{h_3 - h_e}{h'_1 - h_1} \dots\dots\dots(2) \quad \text{II.68}$$

De (1), on tire $h'_1 = E(h_1 - h_g) + h_g \dots\dots\dots(3) \quad \text{II.69}$

(3) dans (2) :

$$y = \frac{(h_1 - h_2) - (1-E)(h_1 - h_g)}{(h_1 - h_1) - (1-E)(h_1 - h_g)} + x \cdot \eta_{ad,t} \frac{h_3 - h_e}{h'_1 - h_1} \quad \text{II.70}$$

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 $y = 0$:

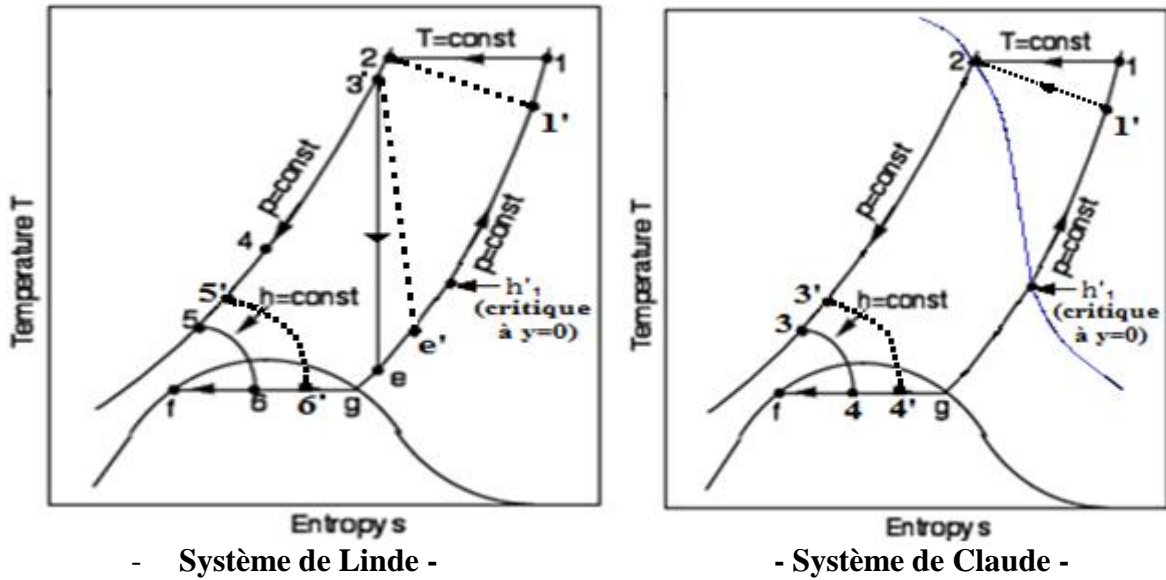
$$h'_1 - h_2 + x \eta_{ad,t}(h_3 - h_e) = 0 \quad \text{II.71}$$

$$\Rightarrow h'_1 = h_2 - \eta_{ad,t}(h_3 - h_e) \dots\dots\dots(4) \quad \text{II.72}$$

On remplace h'_1 dans (1) :

$$E_{cri} = \frac{h_2 - h_g}{h_1 - h_g} - x \eta_{ad,t} \frac{h_3 - h_e}{h_1 - h_g} \dots \dots \dots (5) \quad \text{II.73}$$

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



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

$$W_{net} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s'_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - x \eta_{g,t} (h_3 - h_e) \quad \text{II.74}$$

$$\Rightarrow W_{net} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s'_1 - s_2) - (h_1 - h_2) + (1 - E)(h_1 - h_g)] - x \eta_{g,t} (h_3 - h_e) \quad \text{II.75}$$

II.5.4 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 :

$$\dot{Q} - \dot{W}_1 - (\dot{m} - \dot{h}_f)h'_1 - \dot{m}_f h_f + \dot{m}h_2 = 0 \quad \text{II.76}$$

On divise sur \dot{m} :

$$\frac{\dot{Q}}{\dot{m}} - \frac{\dot{W}_1}{\dot{m}} - (1 - y)h'_1 - y h_1 + h_2 = 0 \quad \text{II.77}$$

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

$$\Rightarrow y = \frac{h'_1 - h_2}{h'_1 - h_1} + x \eta_{g,t} \frac{h_3 - h_e}{h'_1 - h_1} - \frac{\frac{\dot{Q}}{\dot{m}}}{h'_1 - h_1} \quad \text{II.78}$$

En utilisant l'expression de $h'_1 = h_2 + E (h_1 - h_g) + h_g$, on obtient :

$$y = \frac{(h_1 - h_2) - (1 - E)(h_1 - h_g)}{(h_1 - h_1) - (1 - E)(h_1 - h_g)} + x \eta_{g,t} \frac{h_3 - h_e}{(h_1 - h_1) - (1 - E)(h_1 - h_g)} - \frac{\frac{\dot{Q}}{\dot{m}}}{(h_1 - h_1) - (1 - E)(h_1 - h_g)} \quad \text{II.79}$$

Donc ça nécessite une bonne isolation

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

II.6 Cycle en cascade (train de liquéfaction des GNL) [28]

Le principe de la liquéfaction de gaz naturel consiste à abaisser son enthalpie par réfrigération jusqu'à une température de stockage de -162°C .

La charge d'une unité de liquéfaction de gaz naturel doit être conditionnée avant la liquéfaction à des températures cryogéniques. Le conditionnement du gaz de charge implique l'enlèvement des agents contaminants tels que le mercure, l'oxyde de carbone, l'humidité...etc. Si ces contaminants (CO_2 et H_2O) restent dans le gaz ils boucheront les vannes, les échangeurs, les conduites...etc.

Le mercure en présence d'eau peut attaquer les équipements en aluminium lors du réchauffement c'est pourquoi les composants condensables sont d'abord éliminés dans une série d'unités de traitement avant que le gaz naturel ne puisse être liquéfié.

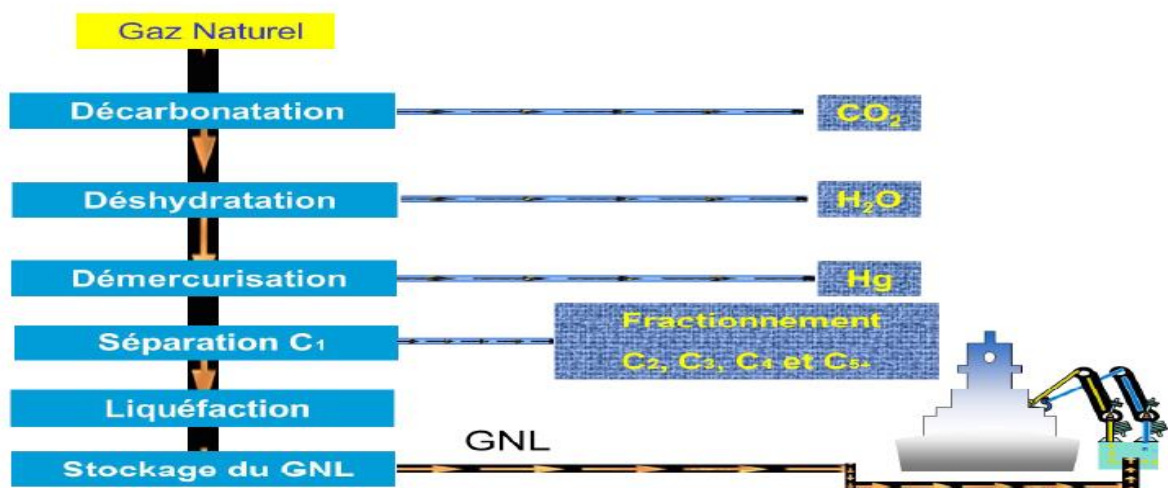


Figure. II.11 Schéma de procédé de liquéfaction.

Cascade LNG processus est développé par Phillips Petroleum Company en 1960. L'objet de ce développement était de concevoir un cycle de réfrigération qui pourrait être utilisé dans la liquéfaction de gaz naturel qui permettrait

Chaque train de liquéfaction comprend :

- Une section de traitement de gaz (décarbonatation, déshydratation et démercurisation).
- Une section chaudière.
- Une section de compression.
- Une section de liquéfaction.
- Une section de fractionnement.

Le passage du gaz naturel au gaz naturel liquéfié GNL se produit toujours en moyennant l'intervention de procédés cryogéniques. Tous les procédés testés jusqu'à nos jours tentaient de maximiser la quantité de GNL produite c'est à dire se rapprocher de plus du cas idéale. La transformation du gaz naturel en GNL (voir figure) peut être représentée par une chaîne composée de plusieurs maillons que l'on peut définir comme suit :

- Les canalisations ou pipelines reliant les puits de gisement de gaz et l'usine de liquéfaction.
- Le complexe de liquéfaction où le gaz sera épuré puis liquéfié
- Les réservoirs de stockage de GNL
- Les navires méthaniers pour acheminer le GNL vers les terminaux de réception
- Le terminal de réception où le GNL sera stocké puis ré-gazéifié
- Les canalisations de distribution

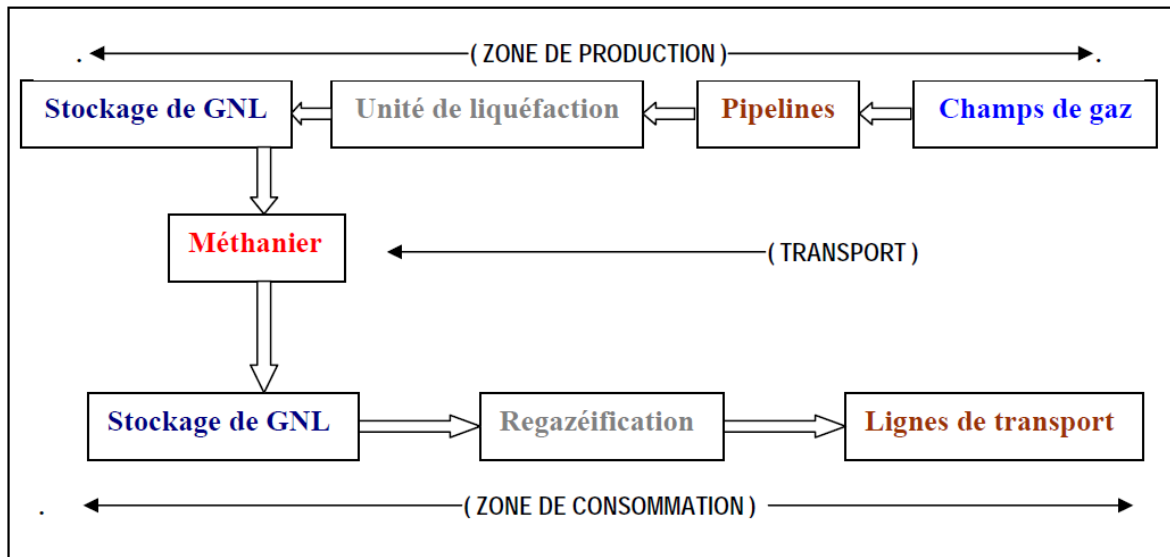


Figure II.12 : les différents composants d'une chaîne GNL

- **Procédé de cascade classique [29]**

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

Ce procédé est utilisé à la CAMEL d'Arzew (première usine de liquéfaction dans le monde et qui est toujours opérationnelle).

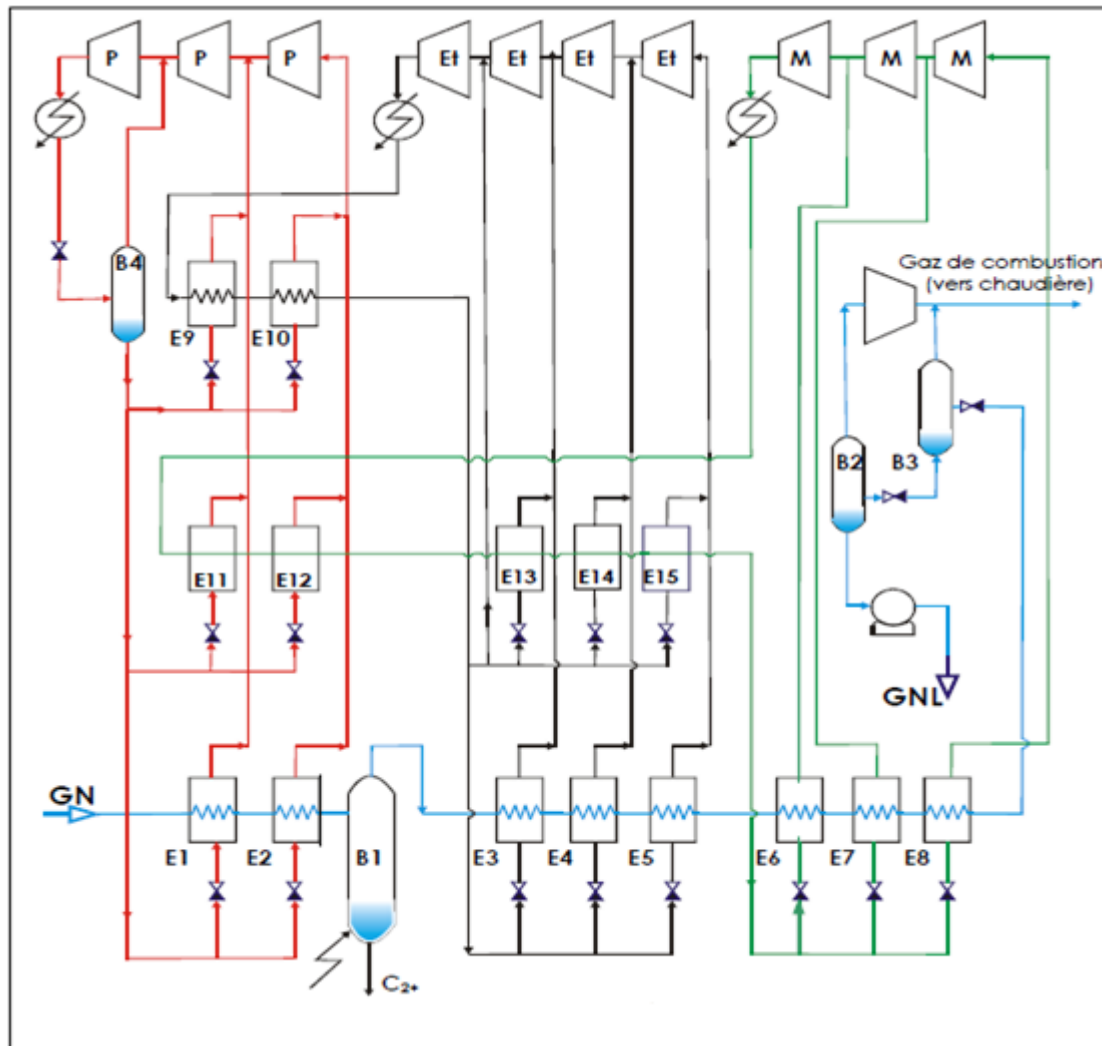


Figure II.13 Cycle en cascade classique

II.7 Processus de séparation des gaz de l'air [30]

L'air est un mélange de différents gaz. Les trois plus importants sont :

Azote	78 %	Symbole chimique : N ₂
Oxygène	21 %	Symbole chimique : O ₂
Argon	01 %	Symbole chimique : Ar

La plupart des usines de séparation d'air produisent ces trois gaz sous forme liquide. En outre, certaines usines produisent de l'oxygène et / ou de l'azote sous forme gazeuse pour la livraison de la conduite. Exceptionnellement certaines usines produisent uniquement de l'azote gazeux. Les noms de produits :

LOX	Liquid Oxygen
LIN	Liquid Nitrogène
LAR	Liquid Argon
GOX	Gaseous Oxygen
GAN	Gaseous Nitrogen

II.7.2 Processus de séparation d'air

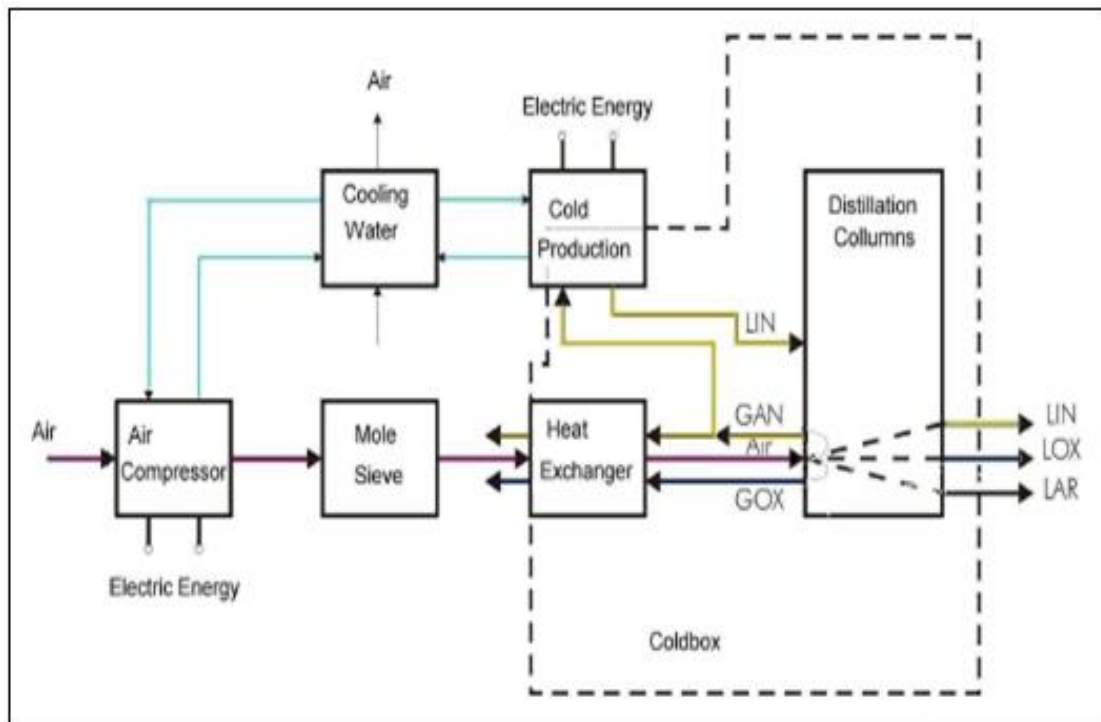


Figure II.14 vue d'ensemble d'un processus de séparation d'air.

II.7.2.1 Fonctions de processus principal

1. Compresseur d'air avec filtre

Air sans poussière est compressé à une pression suffisante pour obtenir par l'intermédiaire de l'équipement.

2. Pré-refroidissement de l'air :

Dans un premier temps, l'air comprimé est pré réfrigéré avec de l'eau généralement jusqu'à une température ambiante.

3. Purification de l'air

Normalement les tamis de mole servent à enlever la vapeur d'eau, de dioxyde de carbone et certains autres contaminants.

4. Refroidissement de l'air

Dans un échangeur de chaleur, que l'air est refroidi près du point de rosée des gaz séparés froid, qui proviennent de la colonne de distillation. Si un échangeur de chaleur convenablement assez grand est utilisé les gaz froids peuvent être réchauffés à une température juste sous celui de l'air entrant, alors que les pertes de froids deviennent acceptables.

5. Séparation d'air

L'air liquide est séparé en oxygène, argon et azote dans les colonnes de distillation. Les gaz froids sont alimentés par l'intermédiaire de l'échangeur de chaleur et sont réchauffés, tandis que les liquides sont introduits dans le réservoir, voir « figure II.17 ».

L'équipement froid exige beaucoup d'isolation afin d'obtenir une perte de froide acceptable.

La seule caractéristique de séparation d'air est la grande interdépendance des différents flux. C'est parce que c'est un processus cryogénique, dans lequel les médias externes tels que l'eau de refroidissement ne peuvent être utilisés. Les différents produits ou flux internes sont utilisés pour faire bouillir et de condenser dans la colonne, comme le reflux, pour refroidir l'air entrant et sous-refroidissement du liquides produits. Le gaz d'azote froid est utilisé dans un nouveau cycle de production de froid pour la liquéfaction etc.... Un flux de gaz changé donne une pression différente, et un changement de pression peut avoir un effet considérable sur les autres flux et leurs changement de point d'ébullition à pression aussi changé les températures, par exemple, dans un condenseur changera le taux d'échangeur de chaleur et là pour changer le débit de gaz dans la colonne qui modifiera la pureté

Les différentes technologies de séparation de l'air qui ont été développées sont :

II.7.3 Techniques de distillation générales

La distillation est une méthode courante pour fabriquer des produits purs à partir des mélanges liquides en particulier les industries pétrolières et chimiques. Ceci est construit autour du principe que, dans l'ébullition d'un mélange liquide le composant qui a le point d'ébullition le plus bas est le plus volatil, c-à-d qu'il se vaporise plus facilement.

KARL VON LINDE dans son invention était la double colonne et le processus de fabrication de l'air liquide. Alors il sera primordial de détailler le principe de fonctionnement de la colonne double mais aussi que la colonne de distillation normale ou classique.

➤ La colonne de distillation normale [29]

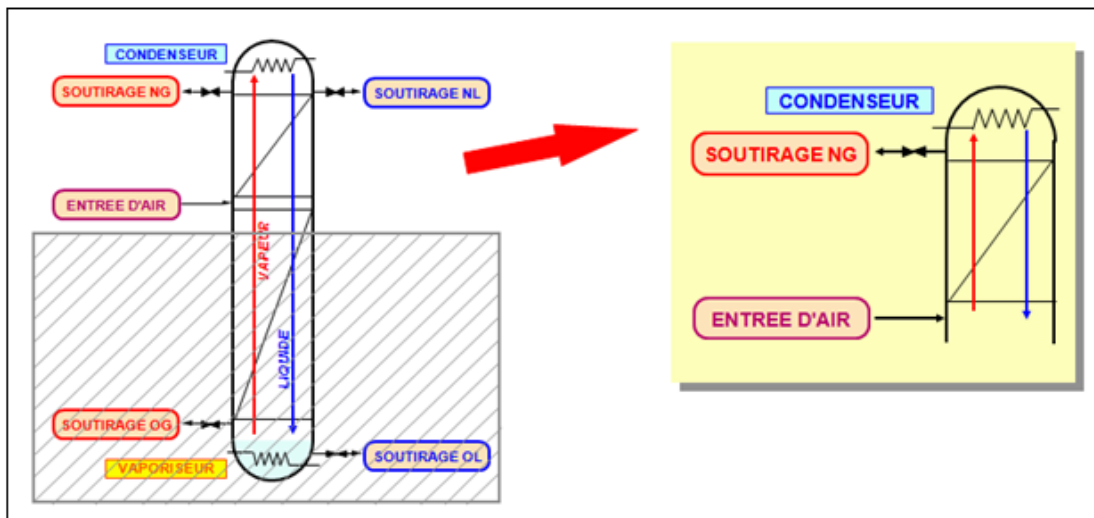


Figure II.15 « Une colonne de distillation normale ».

Le type le plus commun d'appareillage de distillation se compose d'une colonne avec :

- Rebouilleur au fond de la colonne pour produire la vapeur qui se lève dans la colonne.
- Débouché ou une sortie pour le produit inférieur, en forme liquide.
- Une certaine matière d'agrégation de colonne (ce qui forme les plateaux) de sorte que la vapeur puisse entrer en contact intensif avec le liquide.
- Coté alimentation de la charge brut de l'air au centre.
- Débouché ou une sortie pour le produit de vapeur en haut de la colonne.
- Condenseur sert à la condensation de vapeur supérieure au liquide.

- Alimenter de nouveau à la colonne du liquide supérieur après condensation, ce liquide s'appelle le reflux.
- Une partie du liquide est sortie comme produit, qui s'appelle le distillat.

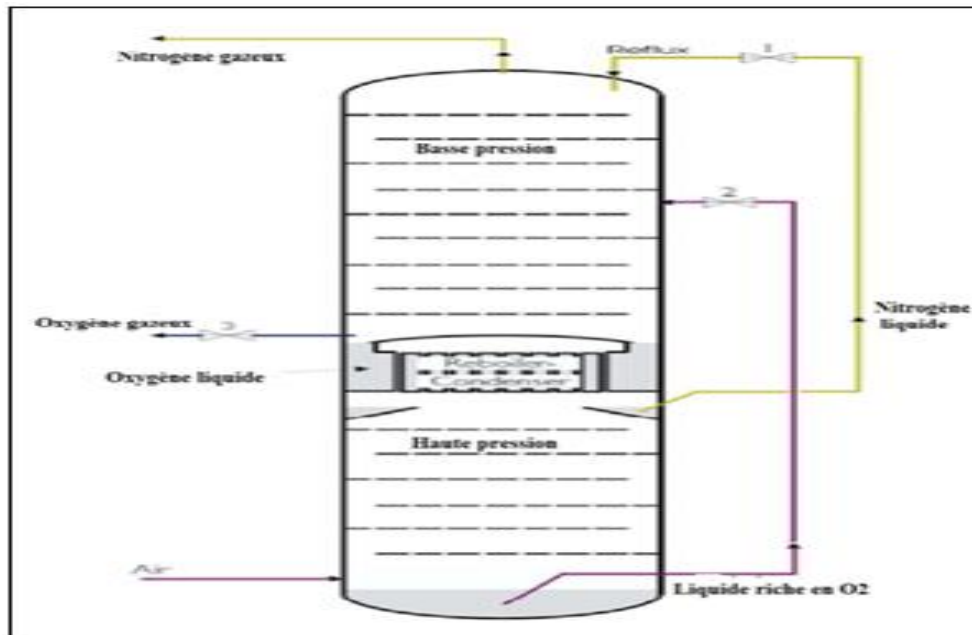
Voir le (la figure II-18) une colonne de distillation normale.

b) DOUBLE COLONNE de LINDE (sans argon) [29]

Dans la plupart des cas les usines des séparations d'air utilisent une combinaison de deux colonnes utilisées. C'était l'idée de KARL VON LINDE (Voir la figure II-8). La partie inférieure est « demi » de colonne simple avec un condensateur dans le haut et une alimentation d'air par le fond. La partie supérieure est une colonne simple sans condensateur mais avec un rebouilleur.

Le condensateur dans la colonne inférieure agit en tant que rebouilleur pour la colonne supérieure. De l'air est alimenté au fond de la colonne inférieure, normalement à une température qui est juste au-dessus du point de condensation. La vapeur se lève vers le haut la colonne au condensateur et forme un reflux. De l'air ne peut pas être chargé la forme liquide à cette colonne, car il ne contient pas un rebouilleur qui est exigé pour créer la vapeur.

Nous avons déjà vu qu'au dessus de la colonne, il y a d'azote pur car il a un point d'ébullition inférieur que l'oxygène. Le produit inférieur ne sera pas pur, toutefois comparé à l'air qui a été chargé, c'est des riches de l'oxygène car l'azote a été sorti en tant que produit supérieur. Le produit inférieur, connu sous le nom de « liquide riche », contient l'oxygène approximativement de 35- 40 %.



**Figure II.19 Double colonne de Linde
(Sans argon). [29].**

Le liquide riche est alors alimenté à la pièce de centre de la colonne supérieure. Dans cette colonne il n'y a aucun condensateur, mais le reflux est pris du produit supérieur pur de la colonne inférieure. Au fond de la colonne, il y a un rebouilleur, qui est chauffé par l'azote condensé dans la colonne inférieure. Là, la colonne supérieure peut également distiller le reste du liquide riche en oxygène et autre, et nous pouvons avoir l'oxygène pur au fond, car l'oxygène a un point d'ébullition plus élevé que l'azote. Pour pouvoir sortir le produit liquide, le froid (ou un certain liquide) doit être fourni. Ceci est habituellement effectué en prenant Nitrogène gazeux à partir du dessus de la colonne inférieure au soi-disant réutilisent, où l'azote liquide est produit et est alimenté de nouveau au même lieu dans la colonne inférieure.

II.8 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.

III.1 Introduction

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation, nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil des logiciels de simulation. Les simulateurs existants tels que Aspen Plus, ChemCAD, Hysim, Hysys, Pro-II sont les plus vendus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum. Cela dit, le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation.

III.2 Présentation de HYSYS PROCESS [30, 31]**III.2.1 Domaine d'application**

- Procédés de l'industrie gazière.
- Procédés de raffinage et de la pétrochimie.

III.2.2 Fonctionnement de HYSYS

- L'utilisateur doit spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Il choisit un modèle thermodynamique.
- Il doit établir le schéma de procédé (PFD).
- Il doit aussi spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- HYSYS résout le schéma de procédé.
- HYSYS peut aussi dimensionner quelques équipements.

III.3 Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS

III.3.1 Concepts de base du simulateur HYSYS

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle.

C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements « Event driven » : c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique.

Deuxièmement, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS (voir la Figure 1) [HYSYS ver 3.2] :

- « **Flowsheet** » : c'est un ensemble d'objets « Flowsheet Elements » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout. Ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique « Fluid Package ». Ce simulateur possède une Architecture Multi-Flowsheet: il n'y a pas de limite par rapport au nombre de Flowsheets. On peut préalablement construire des Flowsheets pour les utiliser dans une autre simulation, ou organiser la description de procédés complexes en le scindant en sous-Flowsheets qui sont des modèles plus concis (ceci permet de hiérarchiser un processus très complexe). Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « Process Flow Diagram» (PFD), un « Workbook ».

- « **Fluid Package** » : il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.

- « **Process Flow Diagram** » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.
- « **Workbook** » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- « **Desktop** » : c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- « **Property view** » : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant)
- « **Simulation Case** » (fichier de simulation) : c'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowsheets » et « Flowsheet Elements » qui constituent le modèle.

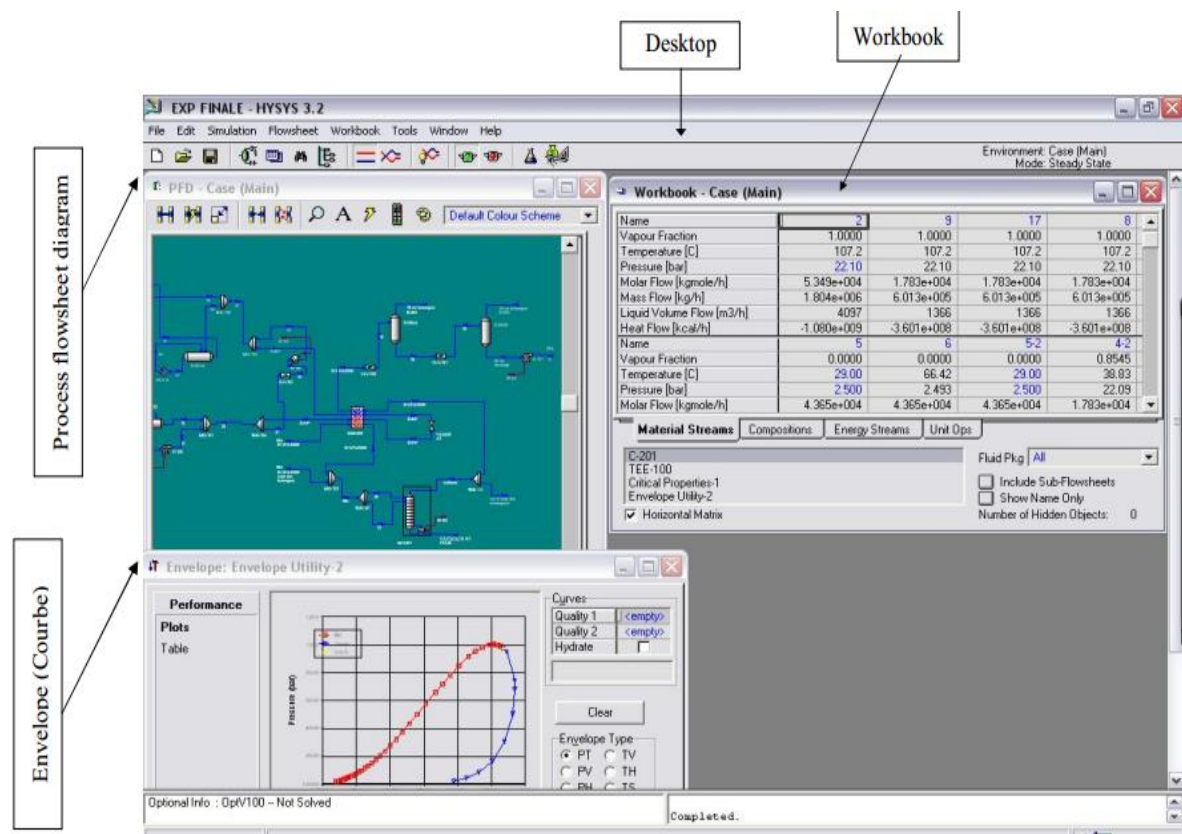


Figure III.1 : Interface HYSYS montrant quelques vocabulaires qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle.

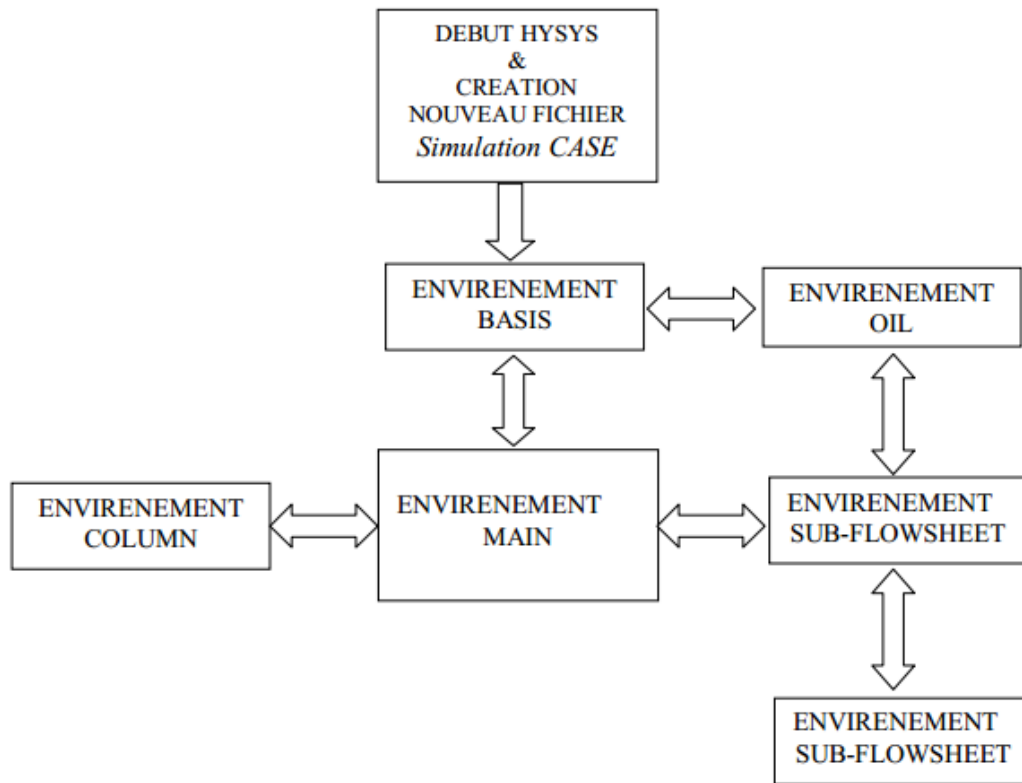


Figure III.2 Environnements de développement dans HYSYS

III.3.2 Caractéristiques principales de HYSYS:

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

- (The Integrated Engineering Environment) : Toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun.
- Il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique : la modélisation dans un état stable et l'optimisation étant utilisées lors de la conception des procédés ; la simulation en régime dynamique étant réservée aux études de contrôlabilité de procédés et au développement de stratégies de contrôle.
- Programmation de HYSYS : HYSYS contient un Internal Macro Engine qui supporte la même syntaxe que Microsoft Visual Basic. On peut automatiser différentes tâches dans HYSYS sans avoir besoin d'un autre programme.

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

- Gestion des événements (Event Driven): HYSYS combine le calcul interactif (les calculs sont exécutés automatiquement chaque fois que l'on fournit une nouvelle information) avec un accès instantané à l'information (à tout moment on peut avoir accès à l'information depuis n'importe quel environnement de simulation).
- Gestion intelligente de l'information (Built-in Intelligence): Les calculs des propriétés thermodynamiques s'effectuent instantanément et automatiquement dès qu'une nouvelle information est disponible.
- Opérations Modulaires: Chaque courant ou unité d'opération peut réaliser tous les calculs nécessaires, en utilisant l'information soit indiquée dans l'opération ou communiquée depuis un courant. L'information est transmise dans les deux directions à travers les Flowsheets.
- Algorithme de résolution non séquentielle : on peut construire des Flowsheets dans n'importe quel ordre.

III.3.3 Structure générale du HYSYS [1]

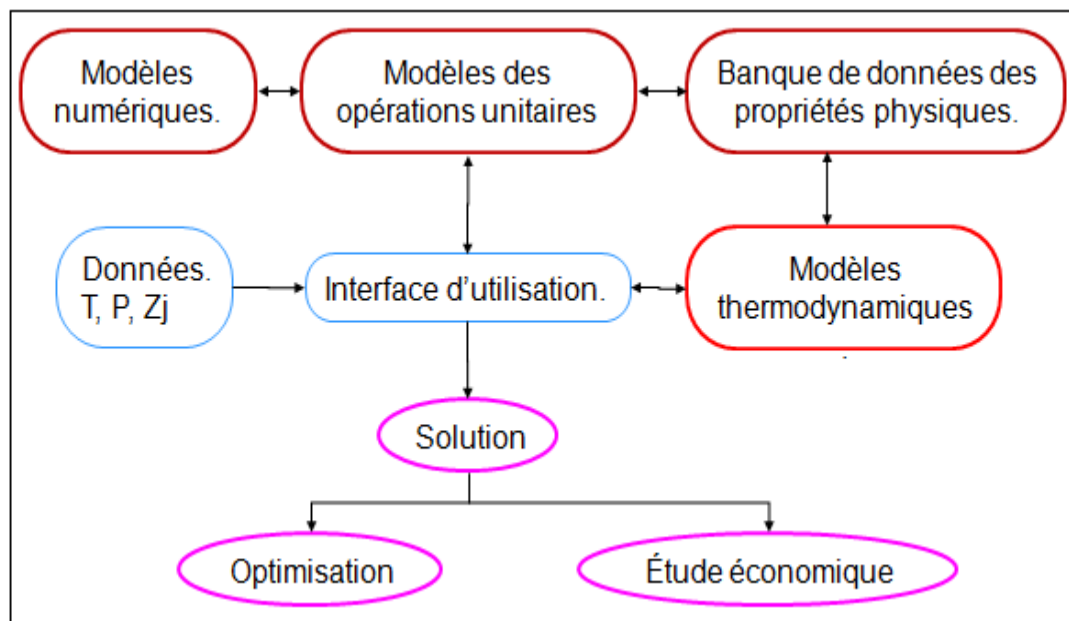


Figure III.3 structure générale du HYSYS

III.4 Les différents équipements de HYSYS [1]

III.4.1 Equipements de canalisations

III.4.1.1 Mixeur (mélangeur)

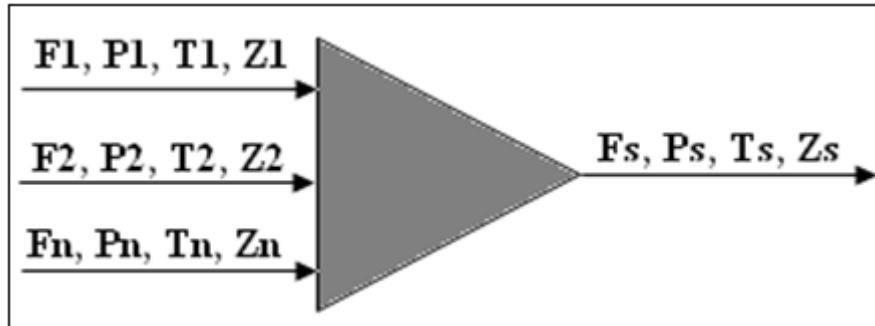


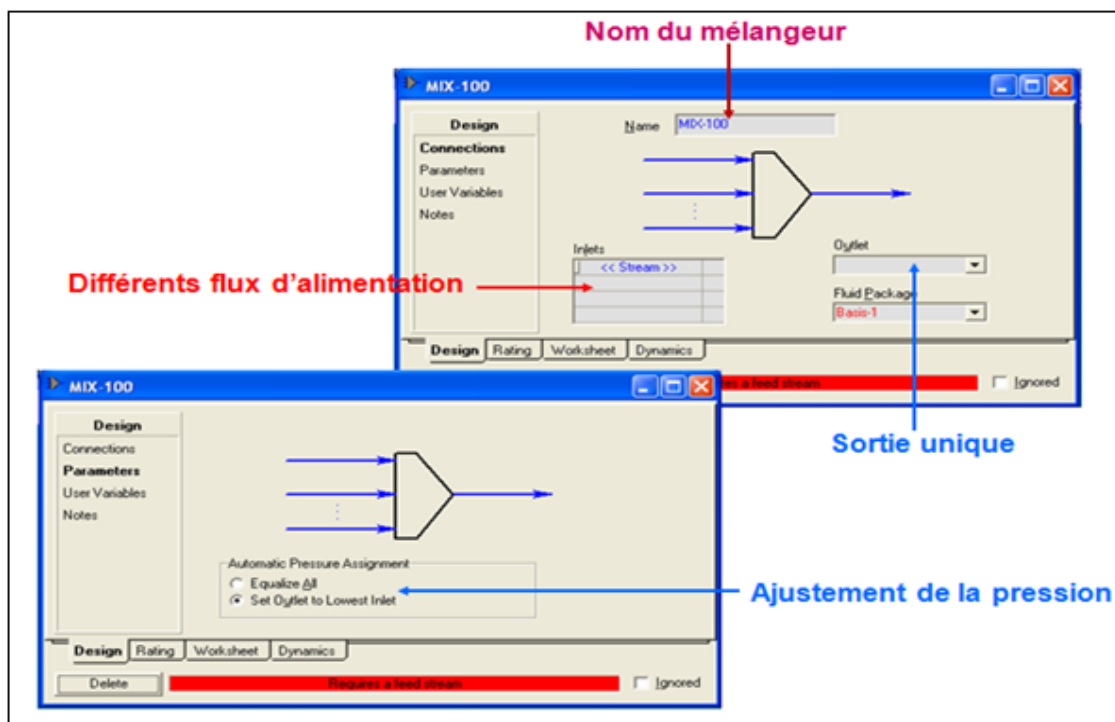
Figure III.4 présentation d'un mixeur.

Remarque :

L'utilisateur peut choisir le mixeur, pour fixer la valeur de pression à la sortie, entre :

- La pression de sortie égale à la pression la plus faible des flux d'alimentation ;
- Toutes les pressions sont identiques;

Installation d'un mélangeur



III.4.1.2 Vanne (ou vanne de Joule-Thomson)

La vanne permet de réaliser une détente isenthalpique. $H(T_1, P_1) = H(T_2, P_2)$

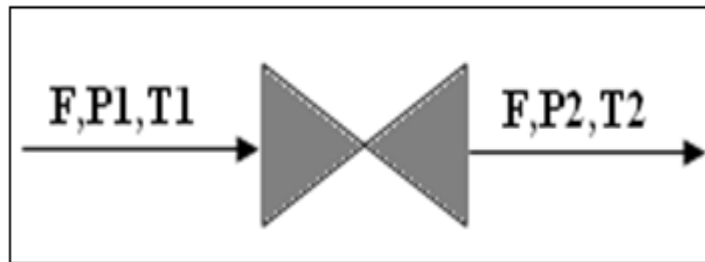


Figure III.5 présentation d'une vanne.

Installation d'une vanne (Design)

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.

III.4.2 Equipements de rotation

III.4.2.1 Compresseur / Détendeur

a. Compresseur

Un compresseur est une machine qui a pour fonction d'élever la pression d'un fluide compressible qui le traverse. Les gaz étant des fluides compressibles nécessitent des compresseurs, alors que les liquides, pratiquement incompressibles, nécessitent des pompes.

Le fonctionnement du compresseur est utilisé pour augmenter la pression d'un flux de gaz d'admission. Selon les informations indiquées, le compresseur calcule les propriétés de vapeur (pression ou température) ou efficacité de compression.

Le bilan d'énergie met en jeu :

1. La variation d'enthalpie ΔH du gaz $\Delta H = H_2 - H_1$ III.1
2. L'énergie mécanique fournie au gaz par la machine. Cette énergie, dans le cas général, est répartie entre le travail de compression et la chaleur engendrée par les frottements.

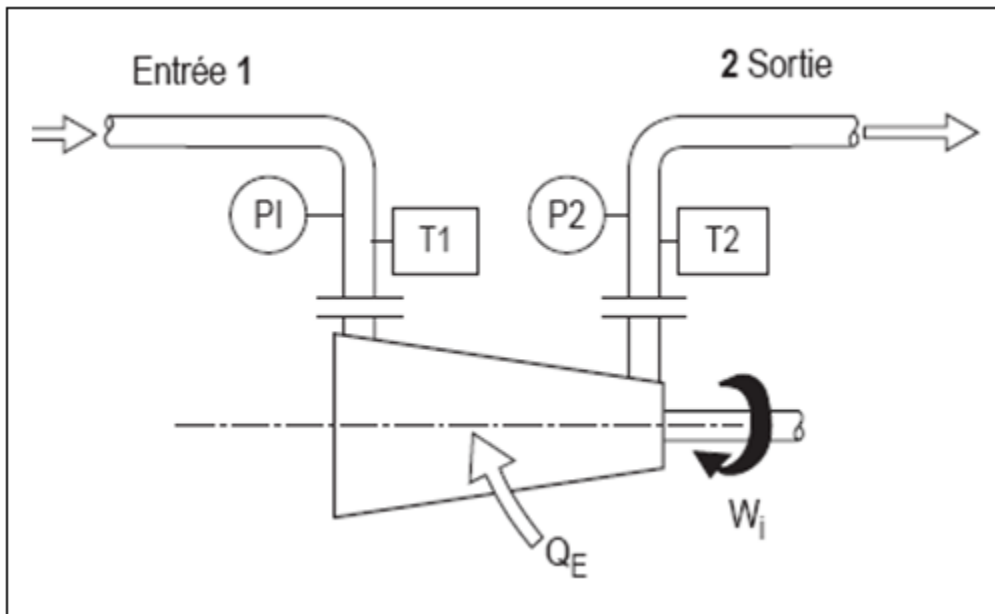


Figure III.6 présentation d'une turbine.

$$W_i = W_{comp} + Q_f \quad \text{III.2}$$

Energie fournie par La machine au gaz Energie de compression reçue par le gaz chaleur fournie au fluide par les frottements

3. L'énergie thermique Q_E échangée dans le cas où il existe un échange de chaleur entre la machine et l'extérieur par exemple refroidissement des cylindres d'un compresseur alternatif, etc.

$$\Delta H = W_i + Q_E \quad \text{III.3}$$

L'évolution du gaz dans une machine adiabatique parfaite répond aux caractéristiques suivantes :

- $Q_f = 0$: pas de dégradation d'énergie par les frottements (réversibilité des transformations d'énergie)
- $Q_E = 0$: machine adiabatique, pas d'échanges de chaleur avec l'extérieur. L'évolution du gaz dans une telle machine est appelée évolution isentropique.

L'évolution d'un gaz parfait dans une machine parfaite est donnée par la loi :

$$P * V^k = \text{constante} \quad \text{III.4}$$

Avec :

- P** : est la pression.
- V** : est le volume du gaz.
- k** : est l'exposant ou coefficient isentropique caractéristique du gaz.
- K** : est défini comme le rapport des chaleurs massiques à pression constante C_p et à volume constant C_v du gaz.

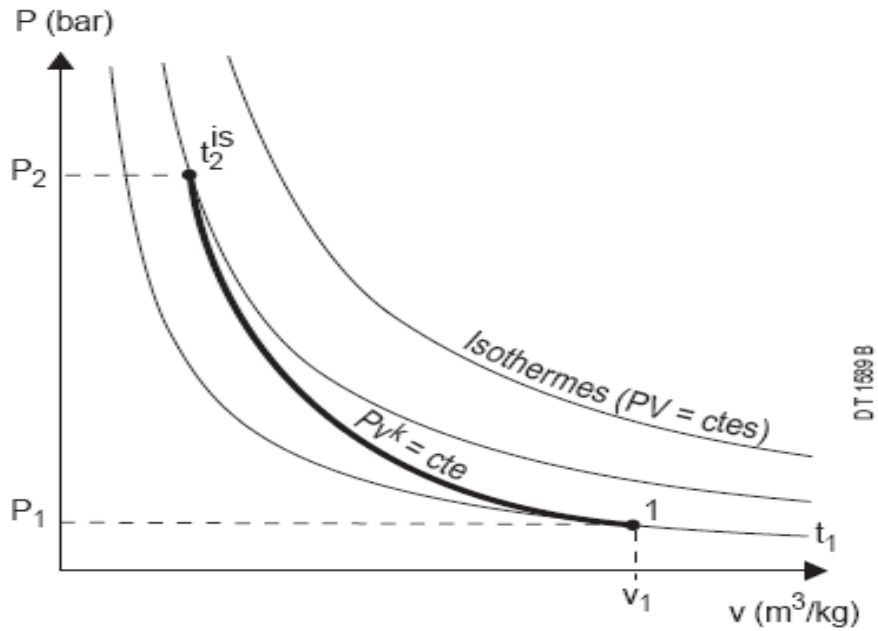


Figure III.7 L'évolution isentropique d'un gaz parfait Dans une machine parfaite.

La température absolue en fin d'évolution isentropique dépend de :

- du rapport $\frac{P_2}{P_1} = \tau$ appelé taux de compression
- de la température absolue initiale T1
- de la nature du gaz caractérisé par son coefficient isentropique **k**. Elle s'exprime :

$$T_2^{is} = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{k-1}{k} \right)} \tag{III.5}$$

Le bilan d'énergie appliqué à une machine parfaite qui s'écrit dans le cas général :

$$\Delta H^{is} = W_i^{is} + Q_E^{is} = W_{comp}^{is} + Q_f^{is} + Q_E^{is} \tag{III.6}$$

Se réduit à :

$$\Delta H^{is} = W_i^{is} = W_{comp}^{is} \tag{III.7}$$

$$W_2^{is} = \frac{k}{k-1} * \frac{R * T_1}{M} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{k-1}{k} \right)} - 1 \right] \tag{III.8}$$

Évolution polytropique

Dans le cas de la compression centrifuge ou axiale, l'évolution réelle d'un gaz parfait est caractérisée par rapport à une évolution polytropique définie comme réversible non adiabatique.

L'évolution réelle est décomposée en deux processus simultanés :

- Dégradation d'une partie de l'énergie mécanique fournie au gaz en chaleur Q_f^{poly} transmise au gaz en cours de compression.
 - Compression polytropique du gaz nécessitant un travail de compression W_{comp}^{poly} supérieur à W_{comp}^{is} puisque la température en cours de compression polytropique est toujours supérieure à celle d'une compression isentropique.
- Le travail indiqué $W_i^{réel}$ est la somme de Q_f^{poly} et W_{comp}^{poly}

$$W_i^{réel} = W_{comp}^{poly} + Q_f^{poly} \tag{III.9}$$

Le diagramme suivant permet de visualiser les relations entre $W_i^{réel}$, W_{comp}^{poly} , Q_f^{poly} et W_i^{is} .

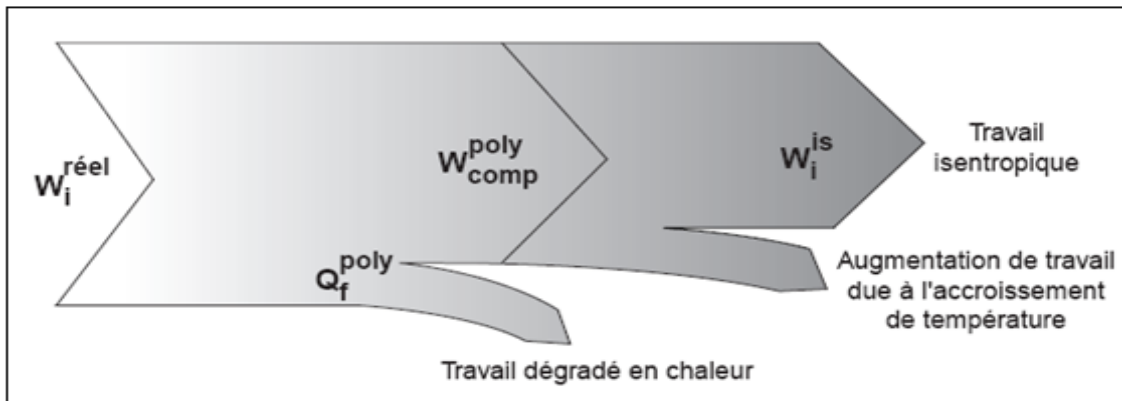


Figure III.8 Diagramme permet de visualiser les relations entre $W_i^{réel}$, W_{comp}^{poly} , Q_f^{poly} et W_i^{is} .

L'évolution polytropique d'un gaz parfait est caractérisée par la loi :

$$P * V^n = \text{constante}$$

Température finale

$$T_2(\text{réel}) = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{n-1}{n} \right)}$$

III.10

Travail de compression polytropique

$$W_{\text{comp}}^{\text{poly}} = \frac{n}{n-1} \frac{R^* T_1}{M} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad \text{III.11}$$

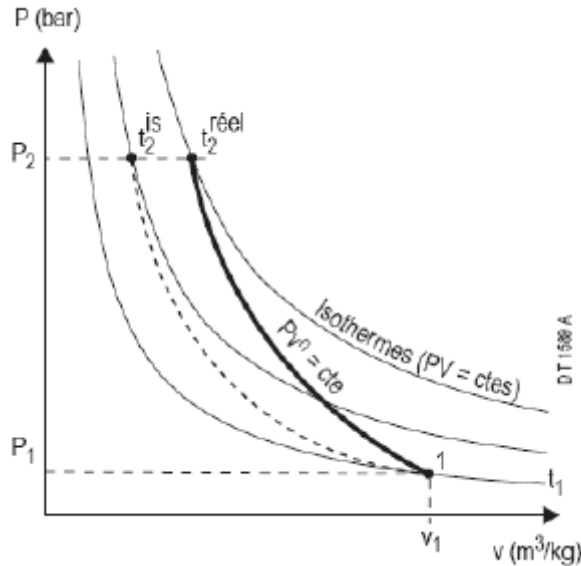


Figure III.9 L'évolution polytropique d'un gaz parfait

Pour un compresseur, le rendement isentropique est donné comme étant le rapport entre le travail isentropique (idéal) et le travail actuel :

$$\text{le rendement isentropique (\%)} = \frac{\text{travail nécessaire polytropique}}{\text{travail nécessaire actual}}$$

Le rendement dit polytropique est défini comme étant le rapport entre le travail polytropique et le travail actuel :

$$\text{le rendement polytropique (\%)} = \frac{\text{travail nécessaire polytropique}}{\text{travail nécessaire actual}}$$

Le travail actuel est, toujours, donné par la relation :

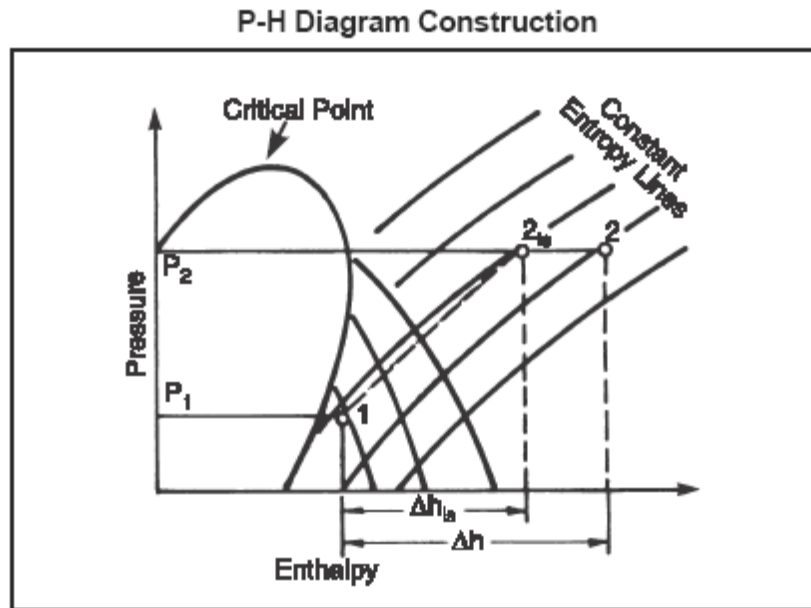
$$\text{travail nécessaire actual} = H_{\text{out}} - H_{\text{in}} \quad \text{III.12}$$

La température réelle de sortie T_{2R} correspond au travail réel est calculée à partir de :

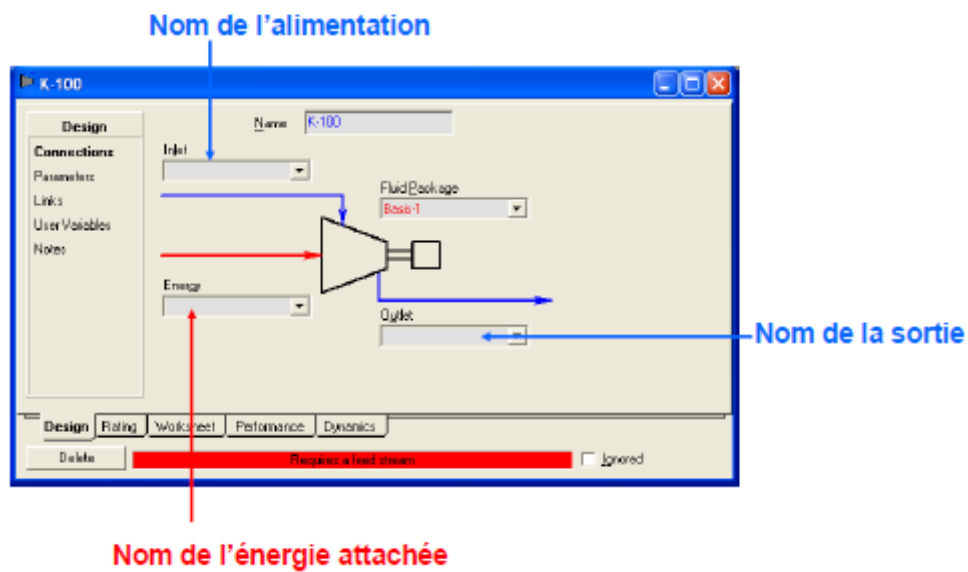
$$\text{travail nécessaire actual} = H(T_{2R}, P_2) - H(T_1, P_1) \quad \text{III.13}$$

$$H(T_{2R}, P_2) = H(T_1, P_1) + \frac{(H(T_{2R}, P_2) - H(T_1, P_1))}{\text{rendement}} \quad \text{III.14}$$

La température T_{2R} est calculée par itération.



Installation d'un compresseur



Selon la méthode de résolution et les données disponibles, l'utilisateur peut spécifier :

- Le rendement adiabatique ou polytropique (efficiency).
- La puissance absorbée (ou fournie dans le cas d'un Expender) par l'appareil (Duty).
- Si l'appareil installé est un compresseur, l'utilisateur peut choisir entre un compresseur centrifuge et compresseur alternatif.

b. Détendeur (Turbine)

Les turbines permettent de refroidir un fluide cryogénique en extrayant l'énergie d'un écoulement de gaz sous forme de travail mécanique en faisant tourner une pale sur un arbre mécanique. L'arbre des turbines cryogéniques est toujours couplé à un compresseur à l'autre extrémité de manière à freiner la turbine (généralement les turbines tournent autour des 2000 tours par seconde). Le modèle de la turbine intègre donc la turbine ainsi que son compresseur. Dans les réfrigérateurs à hélium, les turbines constituent le principal équipement actif car le froid est exclusivement généré par elles.

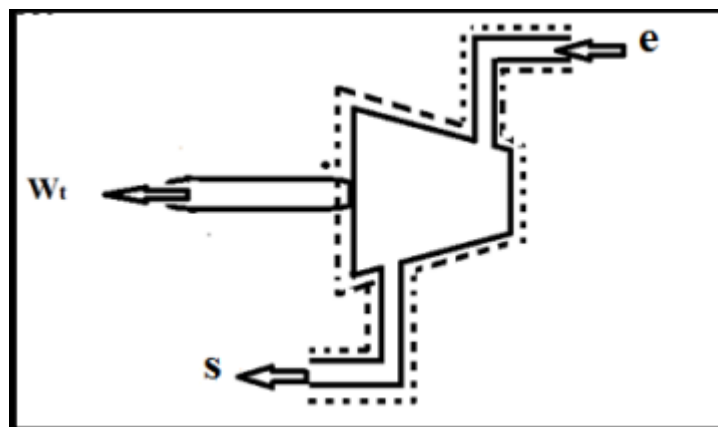
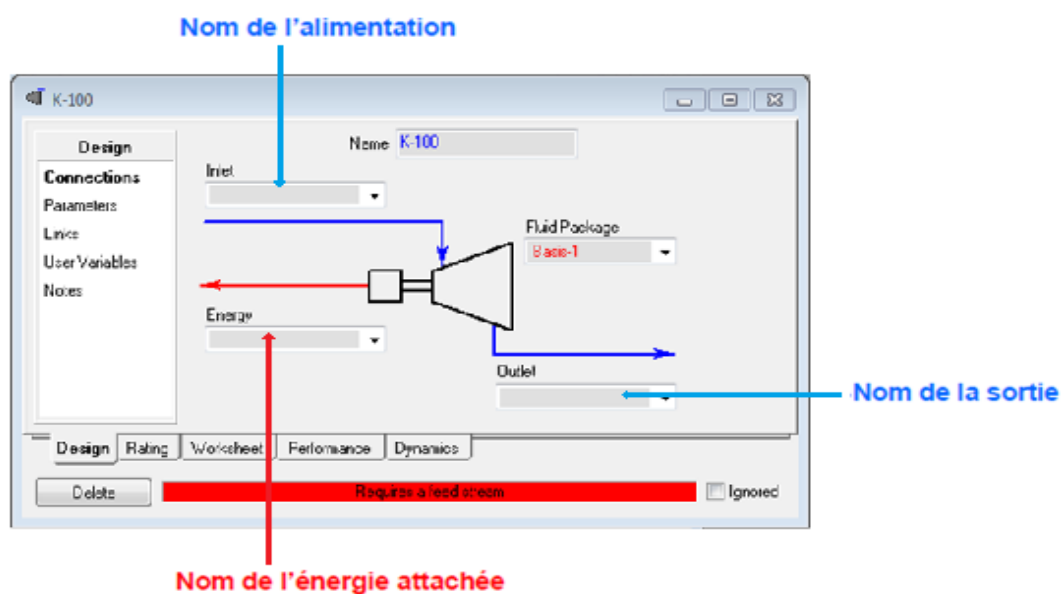


Figure III.10 présentation d'une Turbine.

Installation d'une Turbine

III.4.3 Equipements de séparation

III.4.3.1 Séparateur

Le calcul de ces opérations est réalisé de la façon suivante:

- Un calcul flash (PH) est utilisé pour déterminer les conditions des produits.
- La pression de séparation est la pression minimale des flux d'alimentation ;
- La chute de pression due au changement de section ;
- L'enthalpie est la combinaison de toutes les enthalpies des alimentations avec l'énergie attachée à l'appareil (pour chauffage (+), pour le refroidissement (-)).

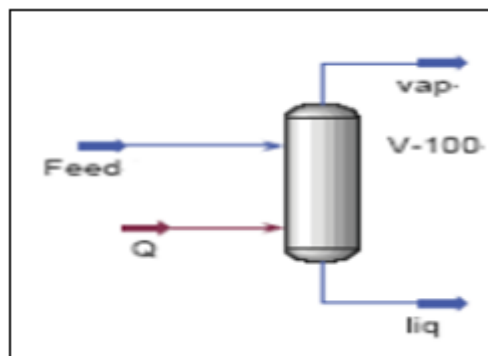
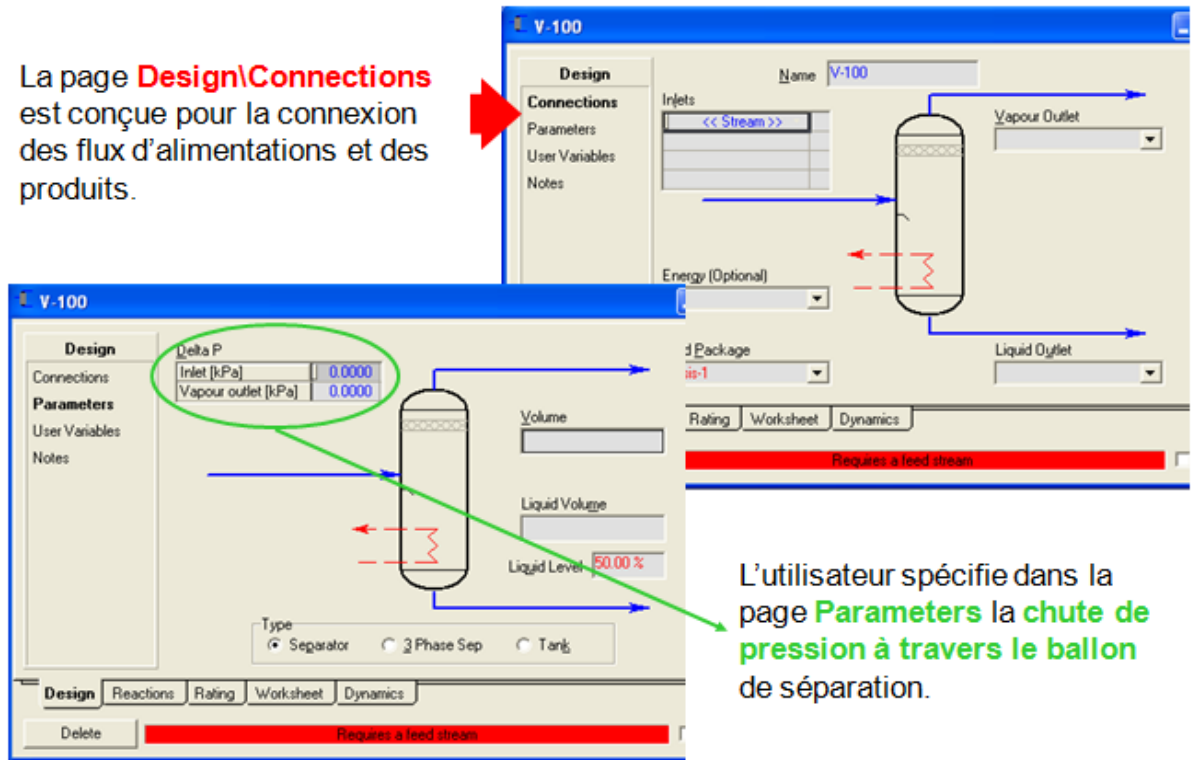


Figure III.11 présentation d'un séparateur.

Installation d'un séparateur

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



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

Delta P : Chute de pression à travers le séparateur,

- **Inlet :**

$$P = P_v - P_L = P_{Feed} - \text{DeltaP}$$

III.15

Avec

- P : Pression dans le séparateur.
- P_v : Pression du produit vapeur.
- P_L : Pression du produit liquide.
- P_{Feed} : Pression de l'alimentation.
- DeltaP : Chute de pression dans le séparateur.

- **Vapeur Outlet**

$$P_v = P_L - \Delta P(\text{vapeur outlet})$$

III.16

III.4.3.2 Colonne de distillation « Shortcut Column »

Cette opération est basée sur la méthode de calcul Fenske-Underwood utilisée pour le calcul d'une colonne de distillation complexe.



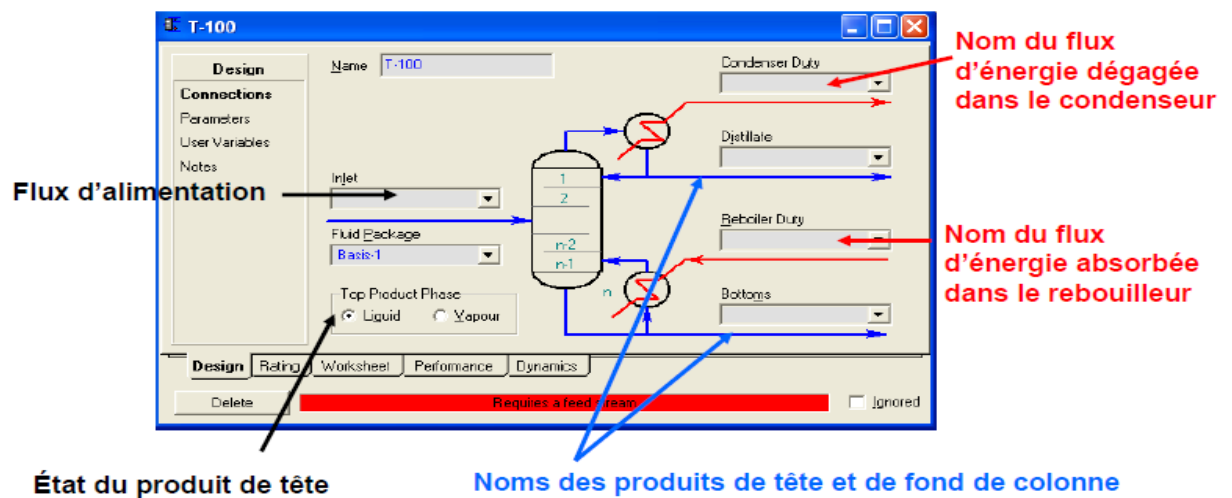
Le nombre de plateaux est donné par la relation de Fenske et le reflux minimal par la relation d'Underwood.

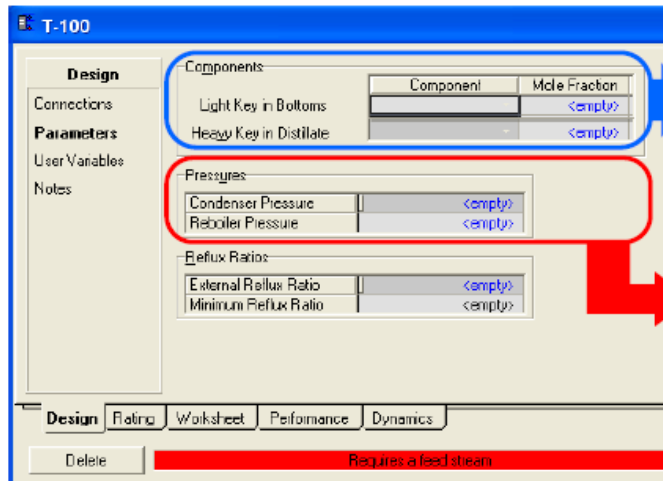
Le taux de reflux spécifié par l'utilisateur sera ensuite utilisé pour déterminer les débits de liquide et de vapeur dans la colonne (zones de concentration et d'épuisement) ainsi que l'énergie fournie et absorbée dans le condenseur et le rebouilleur, le nombre de plateaux idéals et la position de l'alimentation.

But d'utilisation

La « Shortcut column » est utilisée pour réaliser une estimation initiale des performances d'une colonne de distillation. Afin de rapprocher aux résultats réels, une colonne rigoureuse doit être utilisée.

Installation d'une « Shortcut column »





1. On spécifie la **clé légère** dans le résidu et la **clé lourde** dans le distillat ;

2. On spécifie les deux pressions : **pression dans le condenseur et dans le rebouilleur** ;

3. Hysys détermine le **taux de reflux minimal** ;

4. Pour déterminer le reste de calcul (nombre de plateaux, différentes températures... etc), l'utilisateur doit spécifier « **External Reflux Ratio** » qui sera, obligatoirement, supérieur au taux de reflux minimum.

III.4.4 Equipements de transfert de chaleur

III.4.4.1 Cooler /Heater

Les deux opérations "Cooler/Heater" sont des échangeurs avec un seul flux de matière. Le flux d'alimentation est refroidi ou chauffé, selon les spécifications de l'utilisateur jusqu'à l'atteinte des conditions de sortie. Ce type d'appareils est employé lorsque l'utilisateur ne s'intéresse qu'à la quantité d'énergie nécessaire pour le refroidissement ou le chauffage de l'alimentation par une utilité.

La même équation de base est utilisée dans les deux opérations (Cooler/Heater), en tenant en compte le signe de flux d'énergie fournie ou absorbée par le fluide d'utilité.

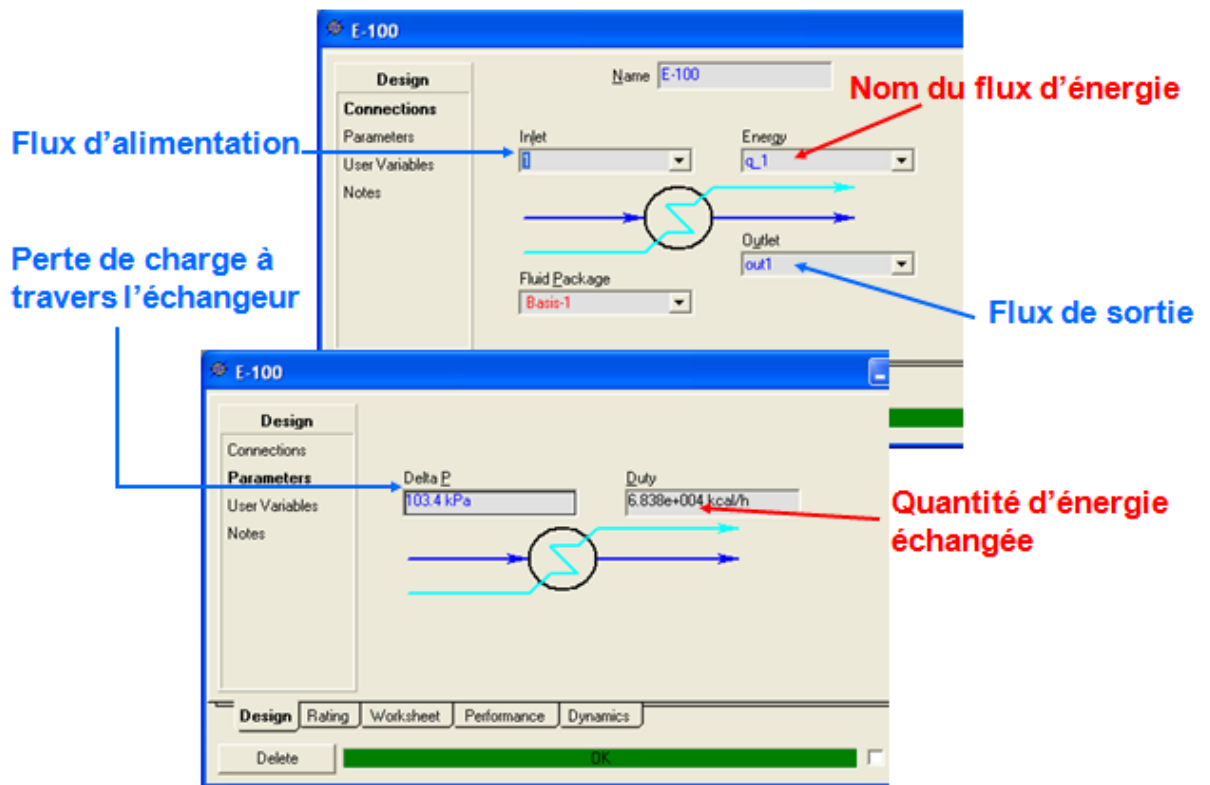
Pour un « Cooler » : $\text{Heat Flow}_{\text{inlet}} - \text{Duty} = \text{Heat Flow}_{\text{outlet}}$

Pour un « Heater » : $\text{Heat Flow}_{\text{inlet}} + \text{Duty} = \text{Heat Flow}_{\text{outlet}}$

Afin de résoudre ces appareils, l'utilisateur doit spécifier pour une alimentation donnée :

- La pression de sortie (Poutlet) ou la perte de charge à travers l'échangeur ;
- La température de sortie (Toutlet) ou la quantité d'énergie échangée « Duty ».

Installation d'un « Heater / Cooler »



III.4.4.2 Echangeur de chaleur LNG « LNG Exchanger »

L'échangeur LNG (Liquefied Natural Gas) résout les bilans d'énergie et de matière pour un échangeur qui peut être alimenté par plusieurs flux (Cas des échangeurs à plaques).

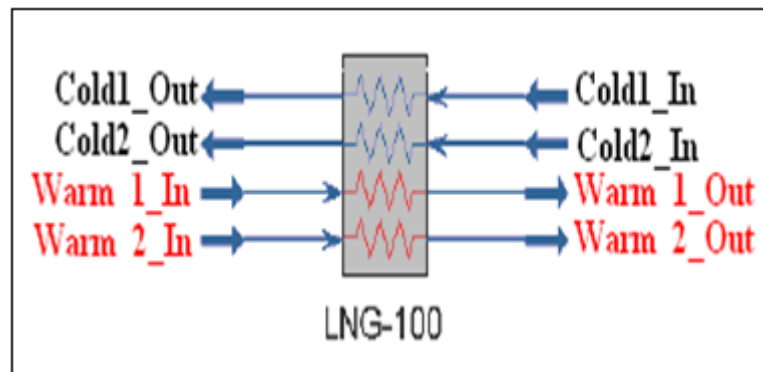
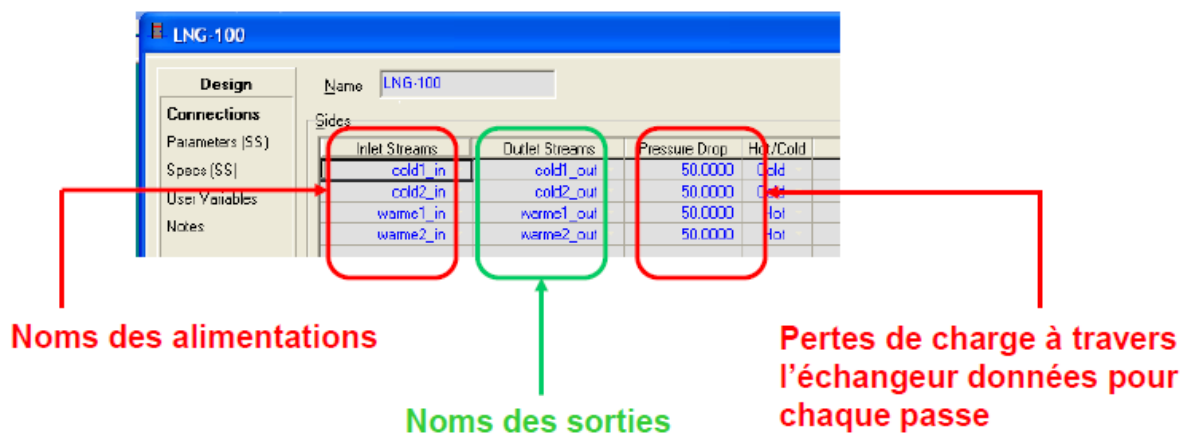


Figure III.12 Présentation d'un échangeur.

Installation d'un échangeur LNG (Design\ Connections):



III.4.5 Opérations logiques

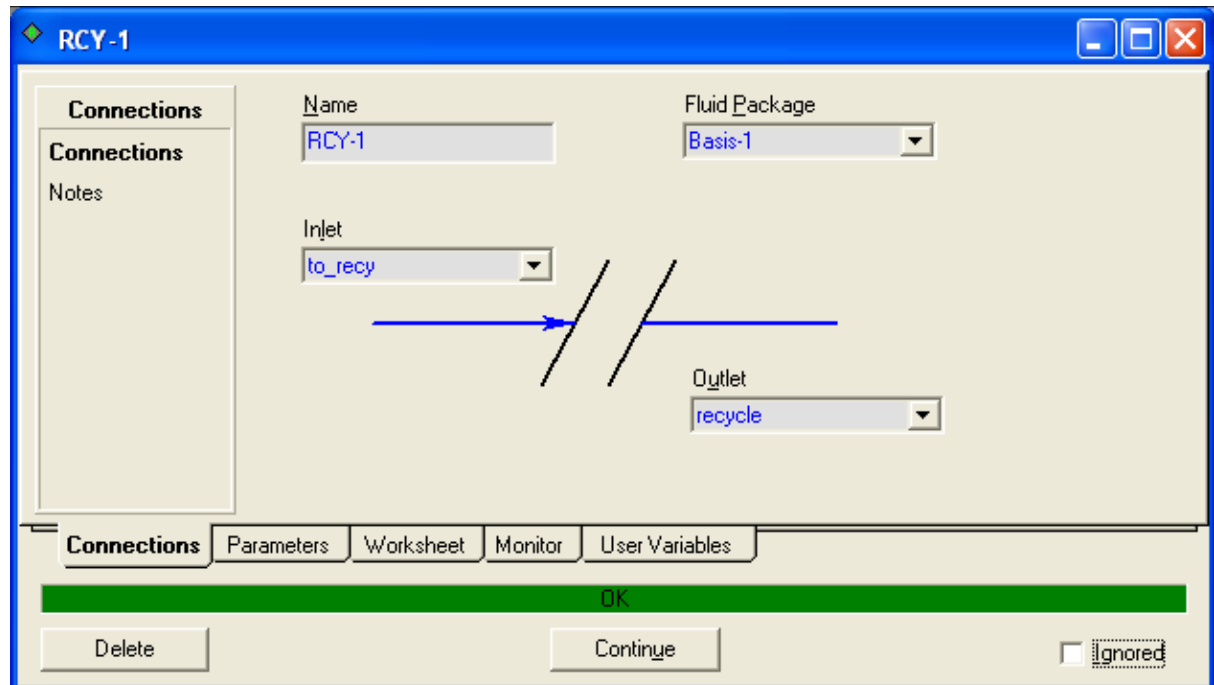
III.4.5.1 Recycle

L'opération « Recycle » est installée, par l'utilisateur, dans le but de simuler le recyclage d'un flux de matière. Dans cette opération, le flux d'alimentation est nommé « Calculated recycle stream » et le produit est appelé « Assumed recycle stream ». Les étapes suivantes auront lieu pendant la procédure de convergence :

1. Hysys utilise les conditions de « Assumed Stream » et résout le procédé jusqu'au « calculated stream » ;
2. Hysys compare les résultats du flux calculé « Calculated stream » à ceux du flux assumé « Assumed stream » ;
3. Selon la différence entre les résultats, Hysys modifie les conditions dans « Calculated stream » et transfère les valeurs modifiées au « Assumed stream » ;

4. Le calcul se répète jusqu'à ce que la différence entre les résultats des deux flux soit inférieure ou égale à la tolérance choisie ;

Installation d'une opération « Recycle »



III.5 Conclusion

Ce chapitre présente un aperçu sur la modélisation et la simulation des procédés, principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine d'engineering, ainsi qu'une brève explication sur la manière dont HYSYS procède. Ce qui nous facilite la tâche dans le chapitre suivant pour entamer la simulation des différents cycles de liquéfaction.

IV.1 Introduction :

Ce chapitre est consacré à la simulation de quelques procédés cryogéniques pour la liquéfaction des gaz de l'air (Linde, Claude, Linde avec pré-refroidissement et le cycle de Kapitza.). Cela se fera par l'intermédiaire du logiciel Aspen-HYSYS.

IV.2. Paramètres d'opération d'un système de liquéfaction :

Pour l'investigation des différents cycles pour la liquéfaction de l'air, de l'oxygène, de l'Azote et de l'Argon plusieurs paramètres d'opération ont été considérés pour minimiser le travail absorbé et maximiser la quantité de gaz liquéfiée :

1- la pression à la sortie du compresseur et de la vanne de Joule Thomson

2- les températures des sorties des échangeurs de chaleur

IV.3. Paramètres de performance d'un système de liquéfaction :

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

✓ **1^{ère} fonction** : le travail nécessaire à la compression d'une unité de masse du gaz

- Pour le Procédé de Linde :

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \cdot \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{IV.1}$$

- Pour le procédé de Linde avec pré-refroidissement

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \cdot \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] + r(h_b - h_a) \quad \text{IV.2}$$

- Pour le procédé de Claude

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \cdot \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x(h_3 - h_E)] \quad \text{IV.3}$$

- Pour le procédé de Kapitza :

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \cdot \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x_E(h_3 - h_7)] \quad \text{IV.4}$$

✓ **2^{ème} fonction** : le travail nécessaire à la liquéfaction d'une unité de masse du gaz

- Pour le procédé de Linde :

$$W_1 = \frac{1}{y^* \eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] \quad \text{IV.5}$$

- Pour le procédé de Linde avec pré-refroidissement :

$$W_1 = \frac{1}{y^* \eta_{g,c}} \{ [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] + r(h_b - h_a) \} \quad \text{IV.6}$$

- pour le procédé de Claude

$$W_1 = \frac{1}{y^* \eta_{g,c}} \{ [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x(h_3 - h_E)] \} \quad \text{IV.7}$$

- Pour le procédé de Kapitza :

$$W_1 = \frac{1}{y^* \eta_{g,c}} \{ [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x_E(h_3 - h_7)] \} \quad \text{IV.8}$$

Tel que : le Rendement global du compresseur « $\eta_{g,c}$ ». Il est donné par :

$$\eta_{g,c} = \eta_{c,T=cst} * \eta_{m,c} \quad \text{(II.61)}$$

Où $\eta_{c,T=cst}$: Rendement isotherme de compression.

$$\eta_{c,T=cst} = \frac{\left(\frac{\dot{W}}{\dot{m}}\right)_{T=cst}}{\left(\frac{\dot{W}}{\dot{m}}\right)_{ind}} \quad \text{(II.61)}$$

Avec

$$\left\{ \begin{array}{l} \left(\frac{\dot{W}}{\dot{m}}\right)_{T=cst} : \text{Travail nécessaire pour compression isotherme réversible.} \\ \left(\frac{\dot{W}}{\dot{m}}\right)_{ind} : \text{Travail indiqué pour la compression.} \\ \eta_{m,c} : \text{Rendement mécanique du compresseur.} \end{array} \right.$$

✓ **3^{ème} fonction** : la fraction liquéfiée

- Pour le procédé de Linde

$$y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_1} \quad \text{(II.12)}$$

- Pour le procédé de Linde avec pré-refroidissement :

$$y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_i} + r \frac{h_a - h_d}{h_1 - h_i} \quad (\text{II.22})$$

- Pour le procédé de Claude :

$$y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_i} + x \frac{h_3 - h_E}{h_1 - h_i} \quad (\text{II.41})$$

- Pour le procédé de Kapitza :

$$y = \frac{h_{10} - h_2}{h_{10} - h_6} - x_E \frac{h_3 - h_7}{h_{10} - h_6} \quad (\text{II.49})$$

- ✓ **4^{ème} fonction:** le rapport entre le travail théorique minimum et le travail réel nécessaire

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{W_{\text{net}}}{\dot{m}}\right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{W_l}{\dot{m}_f}\right)_{\text{réel}}} \quad 0 < \text{FOM} < 1 \quad \text{IV.9}$$

- ✓ Les rendements des composants du système sur les performances de liquéfaction.
- ✓ L'efficacité de l'échangeur de chaleur.
- ✓ l'isolation extérieure des échangeurs de chaleurs.

IV.4 Calcul thermodynamique

Pour établir le modèle de simulation, les hypothèses suivantes sont considérées :

- ✓ le régime est permanent.
- ✓ tous les éléments de l'installation sont parfaitement calorifugés.
- ✓ La perte de charge est négligeable dans les récupérateurs, le séparateur, et les conduites.
- ✓ les énergies cinétiques et potentielles sont négligeables devant les enthalpies.

Pour le déroulement du calcul, certains paramètres thermodynamiques sont fixés ou tirés à partir des diagrammes spécialisés, par contre d'autres sont calculés.

IV.4.1 les paramètres du problème

Les paramètres donnés par l'utilisateur sont :

- La pression $P_1 = 1 \text{ bar}$
- La température $T_1 = 27^\circ\text{C} = 300\text{K}$
- Le débit massique du gaz à liquéfier $\dot{m} = 1 \text{ kg/s}$

La masse molaire « M » et la chaleur spécifique « C_p » de chaque gaz étudié :

- pour l'Air $M = 28.97 \text{ [Kg/Kmole]}$, $C_p = 1.0057 \text{ [KJ/K.Kg]}$
- pour l'Oxygène $M = 32 \text{ [Kg/Kmole]}$, $C_p = 0.921 \text{ [KJ/K.Kg]}$
- pour l'Azote $M = 28 \text{ [Kg/Kmole]}$, $C_p = 1.042 \text{ [KJ/K.Kg]}$
- Pour l'Argon $M = 39.94 \text{ [Kg/Kmole]}$, $C_p = 0.0208 \text{ [KJ/K.Kg]}$
- Le rendement mécanique du compresseur: $\eta_{mc} = 0.95$
- Le rendement isotherme du compresseur: $\eta_{c.T=\text{cst}} = 0.60$
- Le rendement global de la turbine $\eta_{g,t} = 0.70$

IV.5 Simulation des cycles de liquéfaction de Linde, Linde avec pré - refroidissement, Claude et Kapitza pour N_2 , O_2 , Ar et l'Air

Dans ce qui suit, nous allons présenter les simulations effectuées ainsi que les résultats obtenus via le simulateur HYSYS pour la liquéfaction des substances suivantes :

- l'Azote : N_2
- l'Oxygène : O_2
- l'Argon : Ar
- l'Air

Chacune de ces substances a été l'objet des différents processus de liquéfaction suivants :

- Cycle de Linde - Hampson
- Cycle de Linde avec pré-refroidissement (variante du cycle de Linde)
- Cycle de Claude
- Cycle de Kapitza (variante du cycle de Claude)

Les résultats de simulation obtenus pour ces différentes configurations seront ensuite résumés, comparés et interprétés.

IV.5.1 Liquéfaction de N₂ :

✓ Cycle de Linde :

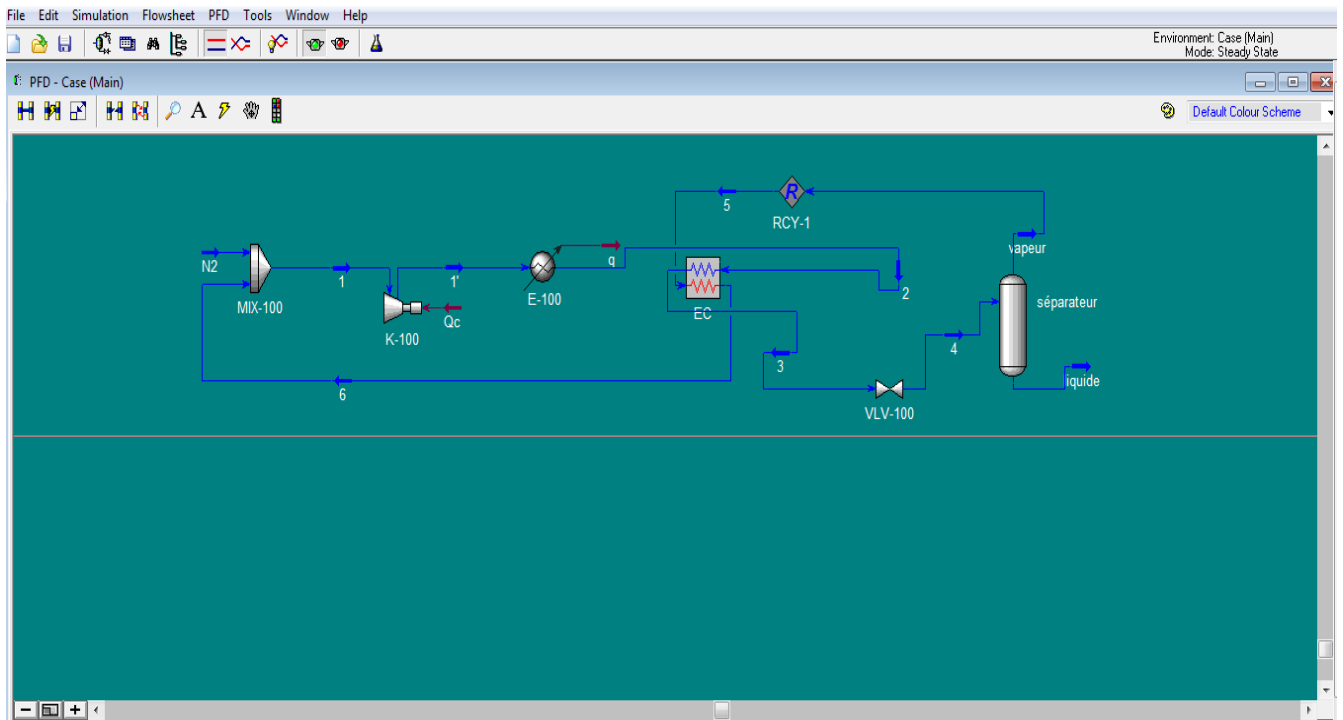


Figure IV.1 : PFD (Process flow Diagram) de Linde pour la liquéfaction de N₂

Workbook - Case (Main)

Name	N2	1	1'	2	3	4	vapeur
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,9083	1,0000
Temperature [K]	300,0	299,9	1629	300,0	167,6	77,24	77,24
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	1,000	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	27,04	283,3	283,3	283,3	283,3	283,3	257,3
Mass Flow [kg/s]	9,545e-002	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	0,9083
Liquid Volume Flow [barrel/day]	64,33	673,9	673,9	673,9	673,9	673,9	612,1
Heat Flow [kJ/s]	0,1579	1,600	1557	-38,47	-245,6	-245,6	-206,5
Name	liquide	5	6	** New **			
Vapour Fraction	0,0000	1,0000	1,0000				
Temperature [K]	77,24	77,24	299,9				
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000				
Molar Flow [lbmole/hr]	25,98	256,3	256,3				
Mass Flow [kg/s]	9,171e-002	0,9045	0,9045				
Liquid Volume Flow [barrel/day]	61,81	609,6	609,6				
Heat Flow [kJ/s]	-39,06	-205,7	1,442				

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock_N2
MIX-100

Fluid Pkg: All

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

Horizontal Matrix

Figure IV.2 : Résultats de simulation pour N₂ (procédés de Linde)

✓ Cycle de Linde avec pré-refroidissement :

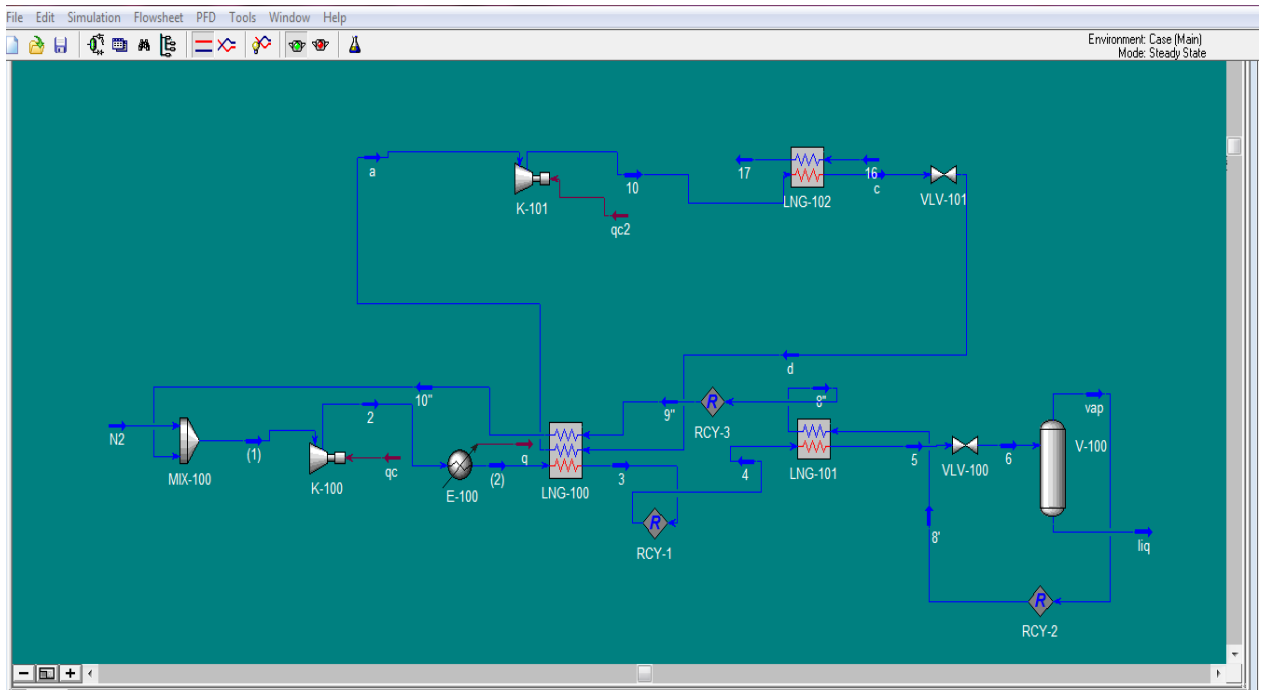


Figure IV.3 : PFD de Linde avec pré-ref. Pour la liquéfaction de N₂

Workbook - Case (Main)

Name	N2	(1)	2	(2)	3	4	5	6	vap
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,7048	1,0000
Temperature [K]	300,0	299,9	162,9	300,0	190,0	190,0	146,0	77,24	77,24
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	1,000	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	83,62	283,3	283,3	283,3	283,3	283,3	283,3	283,3	199,7
Mass Flow [kg/s]	0,2952	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	0,7048
Liquid Volume Flow [barrel/day]	198,9	673,9	673,9	673,9	673,9	673,9	673,9	673,9	475,0
Heat Flow [kJ/s]	0,4883	1,561	1,557	-38,47	-205,0	-205,0	-286,0	-286,0	-160,3
Name	liq	a	10	c	16	17	d	8'	8''
Vapour Fraction	0,0000	1,0000	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	0,3913	1,0000	1,0000
Temperature [K]	77,24	300,0	582,4	198,0	170,0	456,1	145,0	77,24	189,5
Pressure [bar]	1,000	1,000	100,0	100,0	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	83,62	45,09	45,09	45,09	90,18	90,18	45,09	199,7	199,7
Mass Flow [kg/s]	0,2952	0,5000	0,5000	0,5000	1,000	1,000	0,5000	0,7048	0,7048
Liquid Volume Flow [barrel/day]	198,9	169,2	169,2	169,2	338,4	338,4	169,2	475,0	475,0
Heat Flow [kJ/s]	-125,7	-5304	-5188	-5390	-1,069e+004	-1,048e+004	-5390	-160,3	-79,32
Name	9''	10''	** New **						
Vapour Fraction	1,0000	1,0000							
Temperature [K]	189,5	299,9							
Pressure [bar]	1,000	1,000							
Molar Flow [lbmole/hr]	199,7	199,7							
Mass Flow [kg/s]	0,7048	0,7048							
Liquid Volume Flow [barrel/day]	475,0	475,0							
Heat Flow [kJ/s]	-79,32	1,072							

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock: N2
MIX-100

Fluid Pkg: All

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

Horizontal Matrix

Figure IV.4 : Résultats de simulation pour N₂ (procédés de Linde avec pré-ref.)

✓ Cycle de Claude

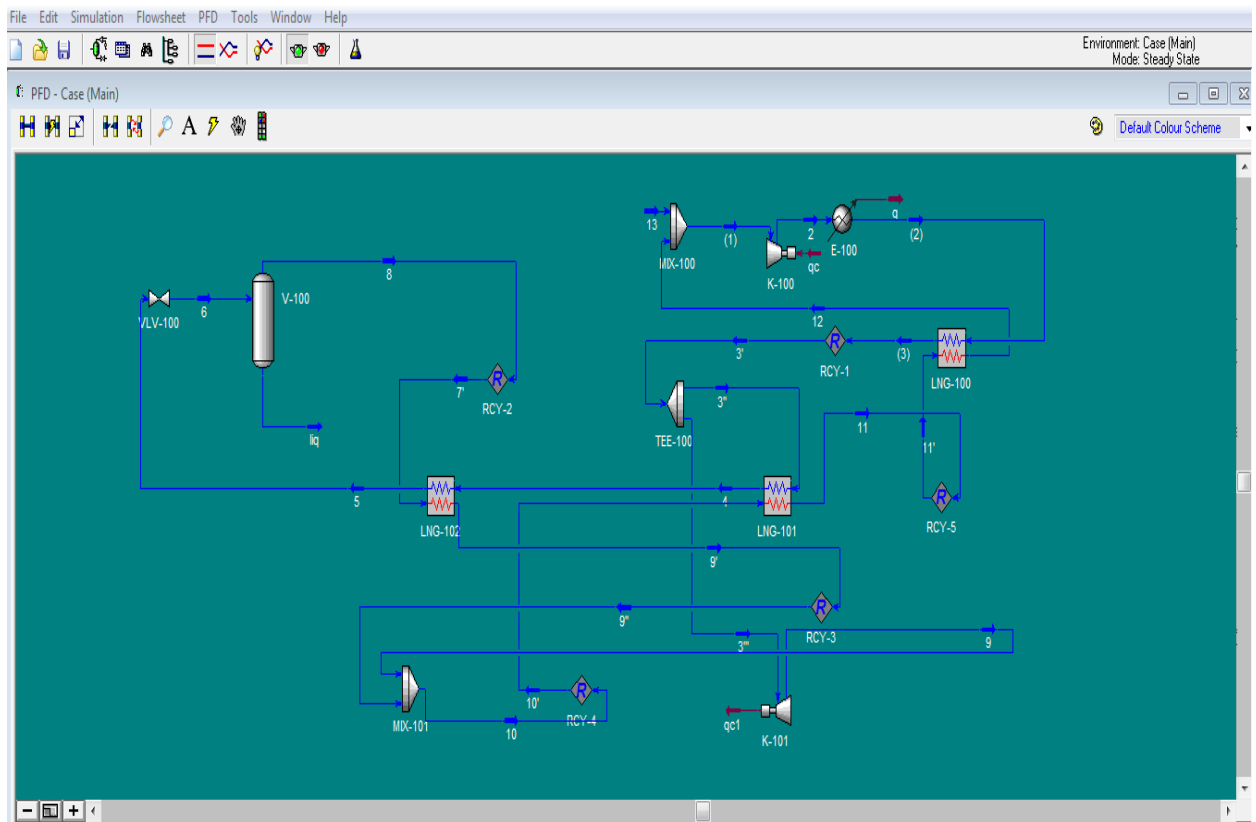


Figure IV.5 : Présentation du PFD de Claude pour la liquéfaction de N₂

Name	13	(1)	2	(2)	(3)	3'	3''	4	5	6
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,8370
Temperature [K]	300,0	299,9	1629	300,0	260,0	260,0	260,0	220,0	160,0	77,24
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	27,71	283,3	283,3	283,3	283,3	283,3	170,0	170,0	170,0	170,0
Mass Flow [kg/s]	9,780e-002	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	0,6000	0,6000	0,6000	0,6000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	65,91	673,9	673,9	673,9	673,9	673,9	404,4	404,4	404,4	404,4
Heat Flow [kJ/s]	0,1618	1,569	1557	-38,47	-93,88	-93,88	-56,33	-92,73	-155,9	-155,9
Name	8	liq	7'	9'	9''	10	10'	11	11'	12
Vapour Fraction	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [K]	77,24	77,24	77,24	200,0	200,0	201,6	201,5	240,7	240,7	299,9
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	142,3	27,71	142,3	142,3	142,3	255,6	255,6	255,6	255,6	255,6
Mass Flow [kg/s]	0,5022	9,780e-002	0,5022	0,5022	0,5022	0,9022	0,9022	0,9022	0,9022	0,9022
Liquid Volume Flow [barrel/day]	338,4	65,91	338,4	338,4	338,4	608,0	608,0	608,0	608,0	608,0
Heat Flow [kJ/s]	-114,2	-41,65	-114,2	-51,08	-51,08	-90,31	-90,41	-54,01	-54,01	1,407
Name	3''	9	** New **							
Vapour Fraction	1,0000	1,0000								
Temperature [K]	260,0	255,9								
Pressure [bar]	250,0	232,6								
Molar Flow [lbmole/hr]	113,3	113,3								
Mass Flow [kg/s]	0,4000	0,4000								
Liquid Volume Flow [barrel/day]	269,6	269,6								
Heat Flow [kJ/s]	-37,55	-39,24								

Material Streams: FeederBlock_13, MIX-100

Fluid Pkg: All

Number of Hidden Objects: 0

Figure IV.6 : Résultats de simulation pour N₂ (procédés de Claude)

✓ Cycle de Kapitza :

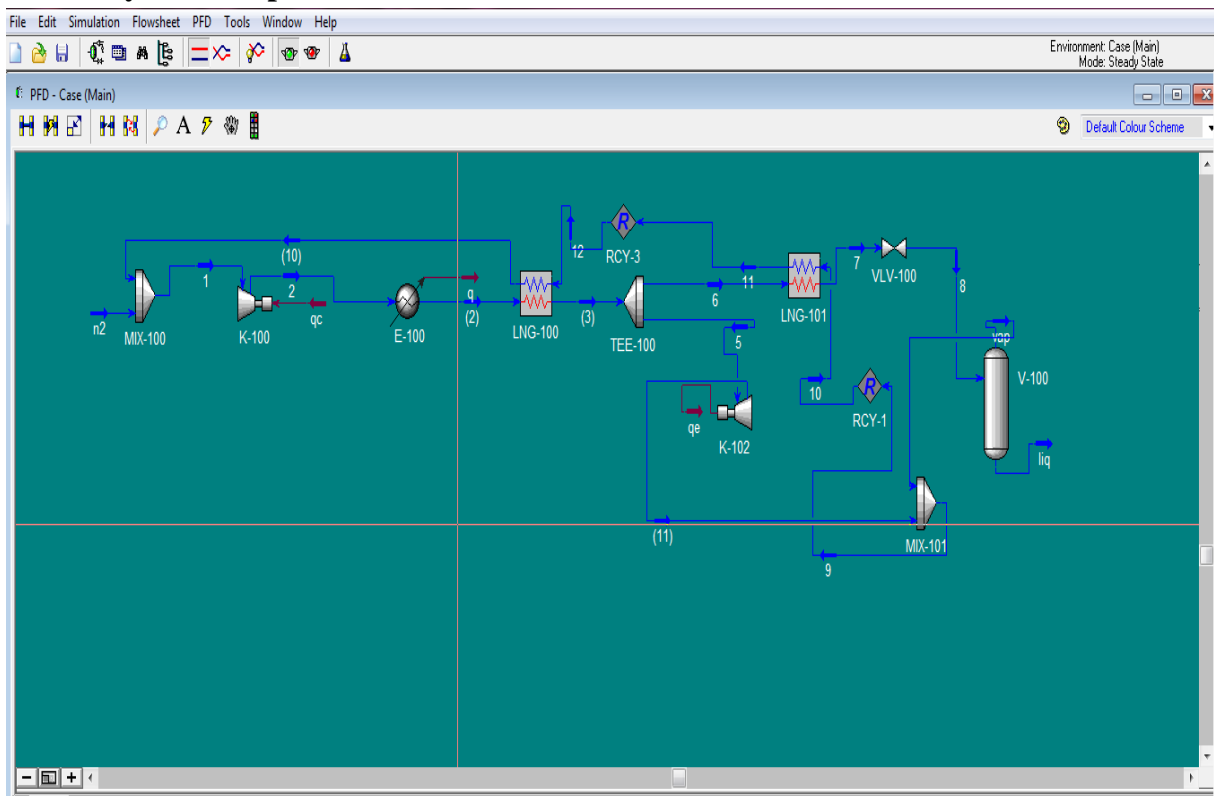


Figure IV.7 : PFD de Kapitza pour la liquéfaction de N₂

Workbook - Case (Main)

Name	n2	1	2	3	4	5	6	7	8
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,4582
Temperature [K]	300,0	299,3	1626	300,0	166,5	166,5	166,5	119,5	77,24
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	2,864e-002	0,1574	0,1574	0,1574	0,1574	0,1023	5,509e-002	5,509e-002	5,509e-002
Mass Flow [kg/s]	1,011e-004	5,556e-004	5,556e-004	5,556e-004	5,556e-004	3,611e-004	1,944e-004	1,944e-004	1,944e-004
Liquid Volume Flow [barrel/day]	6,812e-002	0,3744	0,3744	0,3744	0,3744	0,2434	0,1310	0,1310	0,1310
Heat Flow [kJ/s]	1,672e-004	5,199e-004	0,8630	-2,137e-002	-0,1376	-8,943e-002	-4,815e-002	-6,513e-002	-6,513e-002
Name	vap	liq	5'	9	10	11	12	13	** New **
Vapour Fraction	1,0000	0,0000	0,5911	0,6720	0,6727	0,8623	0,8613	1,0000	
Temperature [K]	77,24	77,24	77,24	77,24	77,23	77,23	77,23	299,2	
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	
Molar Flow [lbmole/hr]	2,524e-002	2,985e-002	0,1023	0,1275	0,1278	0,1278	0,1288	0,1288	
Mass Flow [kg/s]	8,909e-005	1,054e-004	3,611e-004	4,502e-004	4,511e-004	4,511e-004	4,545e-004	4,545e-004	
Liquid Volume Flow [barrel/day]	6,004e-002	7,100e-002	0,2434	0,3034	0,3040	0,3040	0,3063	0,3063	
Heat Flow [kJ/s]	-2,026e-002	-4,487e-002	-0,1114	-0,1317	-0,1319	-0,1149	-0,1159	3,526e-004	

Material Streams: Compositions, Energy Streams, Unit Ops

FeederBlock_n2
MIX-100

Fluid Pkg: All

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

Horizontal Matrix

Figure IV.8 : Résultats de simulation pour N₂ (procédés de Kapitza)

IV.5.2 Liquéfaction de l'Argon (Ar) :

✓ cycle de Linde :

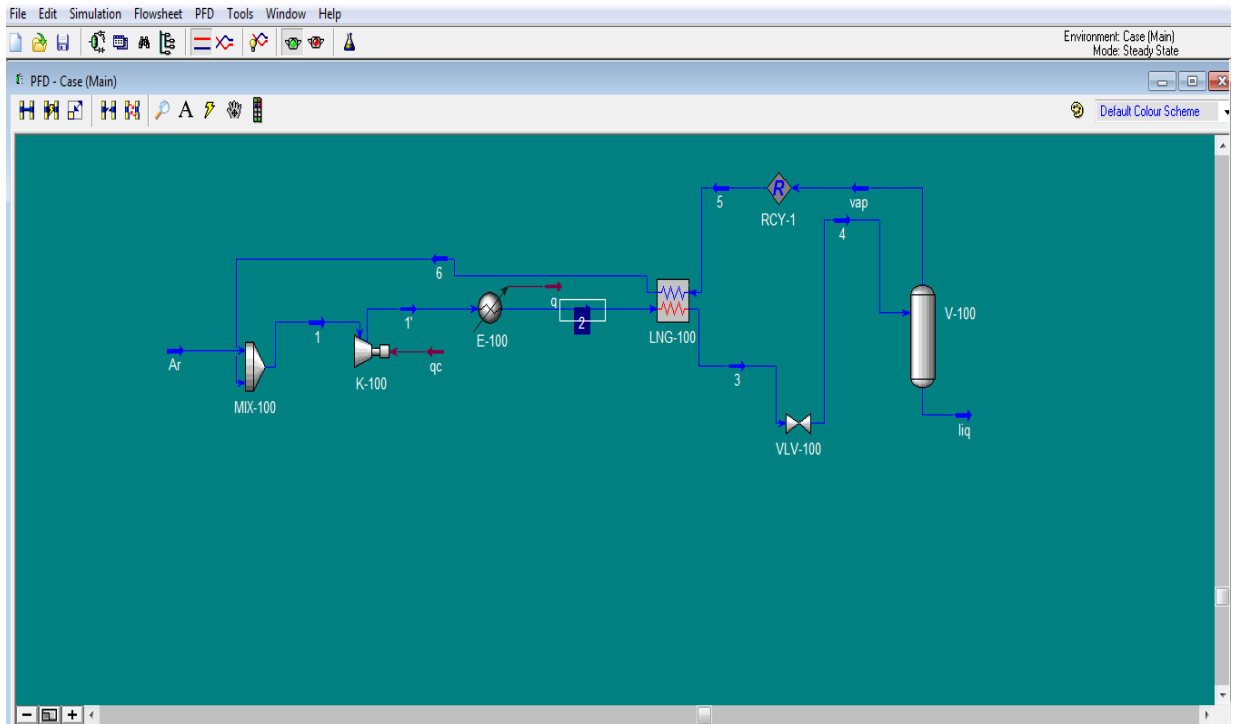


Figure IV.9 : PFD de Linde pour la liquéfaction de Ar

Workbook - Case (Main)

Name	Ar	1	1'	2	3	4
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,8459
Temperature [K]	300,0	299,9	3510	300,0	201,1	86,94
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	60,65	397,3	397,3	397,3	397,3	397,3
Mass Flow [kg/s]	0,3053	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	121,1	793,2	793,2	793,2	793,2	793,2
Heat Flow [kJ/s]	0,2240	1,333	3398	-82,06	-271,7	-271,7
Name	vap	liq	5	6	** New **	
Vapour Fraction	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000		
Temperature [K]	86,94	86,94	86,95	299,8		
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000		
Molar Flow [lbmole/hr]	336,1	61,22	336,7	336,7		
Mass Flow [kg/s]	1,692	0,3082	1,695	1,695		
Liquid Volume Flow [barrel/day]	671,0	122,2	672,2	672,2		
Heat Flow [kJ/s]	-188,2	-83,49	-188,5	1,109		

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock Ar
MIX-100

Fluid Pkg All

Include Sub-Flowsheets
 Show Name Only

Horizontal Matrix

Number of Hidden Objects: 0

Figure IV.10 : Résultats de simulation pour Ar (procédés de Linde)

✓ cycle de Linde avec pré-refroidissement :

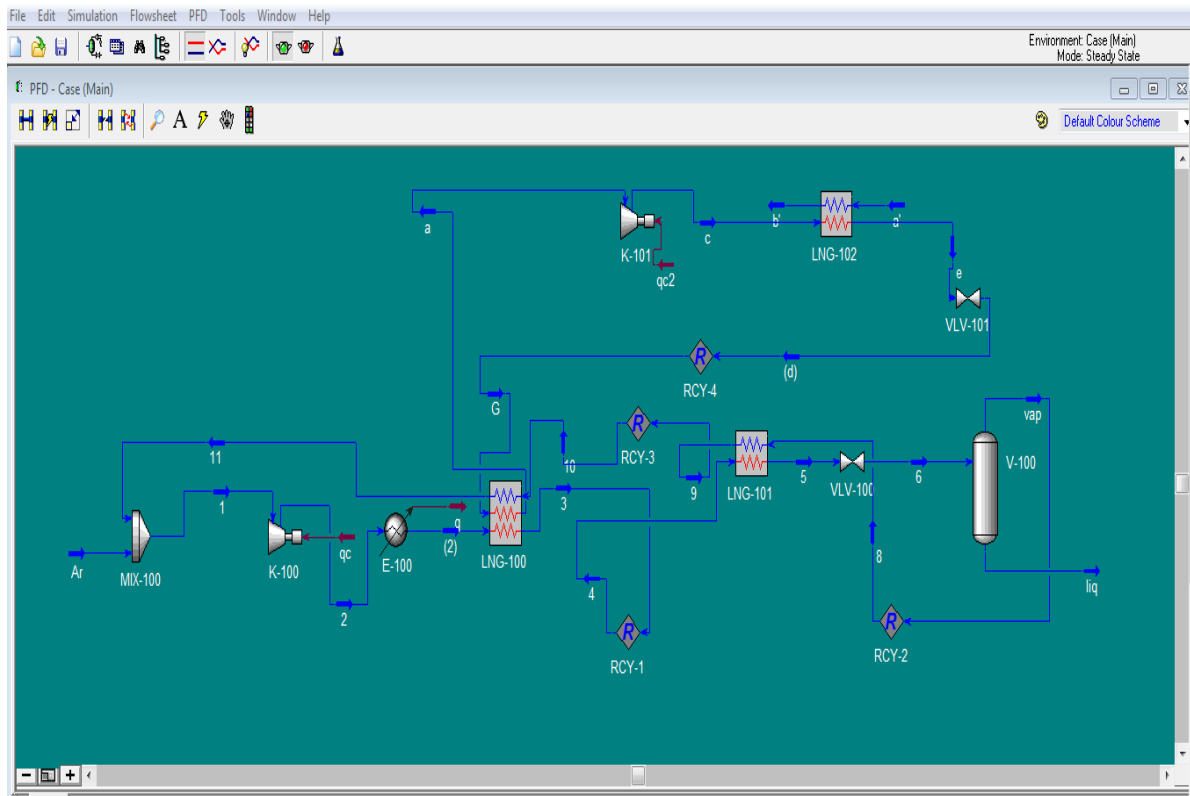


Figure IV.11 : PFD de Linde avec pré-ref. Pour la liquéfaction d'Ar

Workbook - Case (Main)

Name	Ar	1	2	(2)	3	4	5	6	vap
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,7785	1,0000
Temperature [K]	300,0	299,9	351,1	300,0	210,0	210,0	192,0	86,95	86,95
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	1,000	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	44,01	198,7	198,7	198,7	198,7	198,7	198,7	198,7	154,7
Mass Flow [kg/s]	0,2215	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	0,7785
Liquid Volume Flow [barrel/day]	87,86	396,6	396,6	396,6	396,6	396,6	396,6	396,6	308,8
Heat Flow [kJ/s]	0,1626	0,6933	1699	-41,03	-125,5	-125,5	-146,6	-146,6	-86,58
Name	lq	8	9	10	c	e	a'	b'	(d)
Vapour Fraction	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	0,8378
Temperature [K]	86,95	86,95	137,7	137,7	1266	200,0	111,7	265,7	86,94
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000	250,0	250,0	1,000	1,000	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	44,01	154,7	154,7	154,7	99,34	99,34	494,7	494,7	99,34
Mass Flow [kg/s]	0,2215	0,7785	0,7785	0,7785	0,5000	0,5000	1,000	1,000	0,5000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	87,86	308,8	308,8	308,8	198,3	198,3	1815	1815	198,3
Heat Flow [kJ/s]	-60,01	-86,58	-65,54	-65,54	256,2	-68,56	-5066	-4742	-68,56
Name	11	G	a	*** New ***					
Vapour Fraction	1,0000	0,8378	1,0000						
Temperature [K]	299,9	86,94	107,5						
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000						
Molar Flow [lbmole/hr]	154,7	99,34	99,34						
Mass Flow [kg/s]	0,7785	0,5000	0,5000						
Liquid Volume Flow [barrel/day]	308,8	198,3	198,3						
Heat Flow [kJ/s]	0,5308	-68,56	-50,11						

Material Streams: Compositions, Energy Streams, Unit Ops

FeederBlock: Ar, MIX-100

Fluid Pkg: All

Horizontal Matrix

Include Sub-Flowsheets:

Show Name Only:

Number of Hidden Objects: 0

Figure IV.12 : Résultats de simulation pour Ar (procédés de Linde avec pré-ref.)

✓ Cycle de Claude :

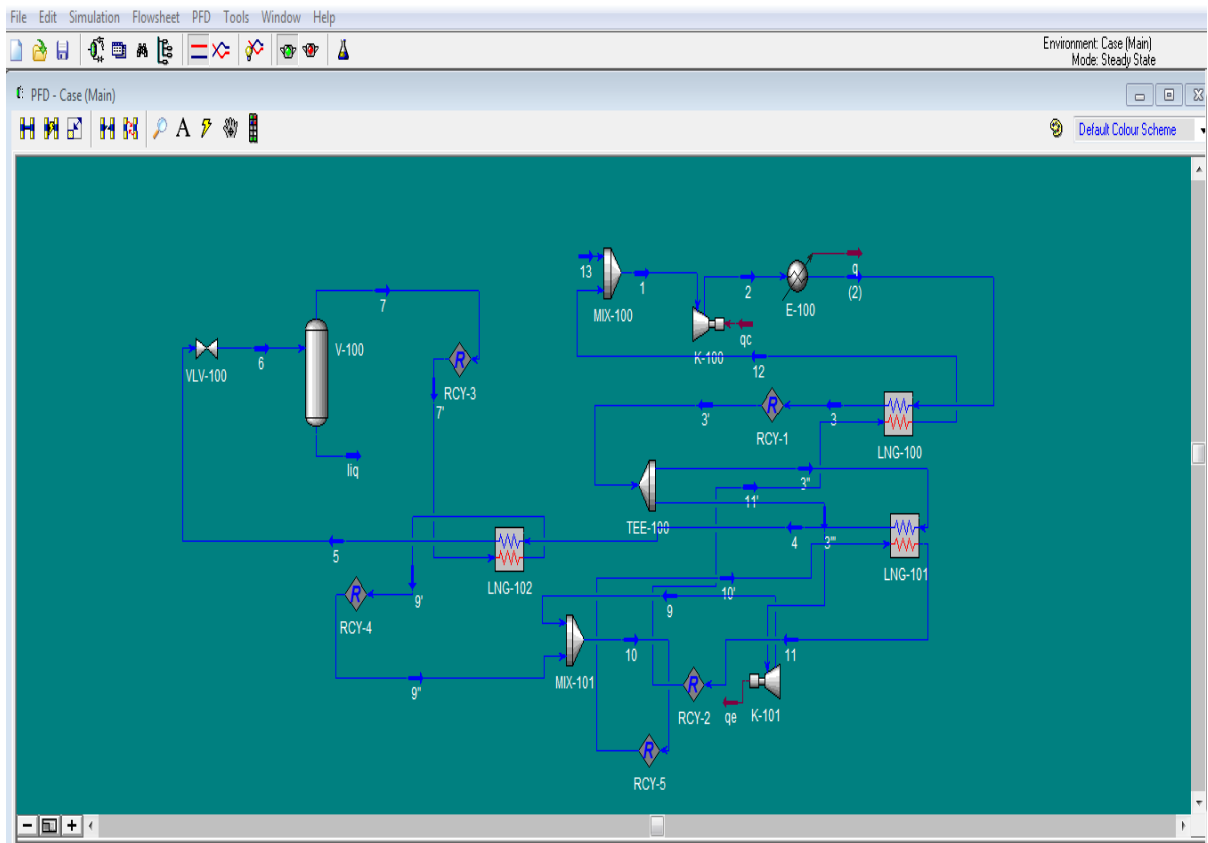


Figure IV.13 : PFD de Claude pour la liquéfaction d'Ar

Workbook - Case (Main)

Name	13	1	2	(2)	3	11'	12	3'
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [K]	300,0	299,8	3506	300,0	210,0	111,9	299,8	210,0
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	1,000	1,000	250,0
Molar Flow [lbmole/hr]	28,18	198,7	198,7	198,7	198,7	170,5	170,5	198,7
Mass Flow [kg/s]	0,1418	1,000	1,000	1,000	1,000	0,8582	0,8582	1,000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	56,25	396,7	396,7	396,7	396,7	340,4	340,4	396,7
Heat Flow [kJ/s]	0,1041	0,6471	1698	-41,03	-125,6	-84,01	0,5430	-125,6
Name	3''	4	10'	11	3'''	9	5	7'
Vapour Fraction	1,0000	0,0000	0,9812	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	1,0000
Temperature [K]	210,0	190,0	86,95	111,9	210,0	223,0	190,0	86,95
Pressure [bar]	250,0	250,0	1,000	1,000	250,0	332,7	250,0	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	119,2	119,2	170,5	170,5	79,48	79,48	119,2	91,04
Mass Flow [kg/s]	0,6000	0,6000	0,8582	0,8582	0,4000	0,4000	0,6000	0,4582
Liquid Volume Flow [barrel/day]	238,0	238,0	340,4	340,4	158,7	158,7	238,0	181,7
Heat Flow [kJ/s]	-75,35	-89,42	-98,07	-84,01	-50,24	-47,09	-89,42	-50,98
Name	9''	6	liq	7	9''	10	** New **	
Vapour Fraction	1,0000	0,7636	0,0000	1,0000	1,0000	0,9812		
Temperature [K]	86,95	86,95	86,95	86,95	86,95	86,95		
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000		
Molar Flow [lbmole/hr]	91,04	119,2	28,18	91,04	91,04	170,5		
Mass Flow [kg/s]	0,4582	0,6000	0,1418	0,4582	0,4582	0,8582		
Liquid Volume Flow [barrel/day]	181,7	238,0	56,26	181,7	181,7	340,4		
Heat Flow [kJ/s]	-50,98	-89,42	-38,44	-50,98	-50,98	-98,07		

Material Streams: Compositions, Energy Streams, Unit Ops

FeederBlock: 13
MIX-100

Fluid Pkg: All

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

Horizontal Matrix

Figure IV.14 : Résultats de simulation pour Ar (procédés de Claude)

✓ Cycle de Kapitza :

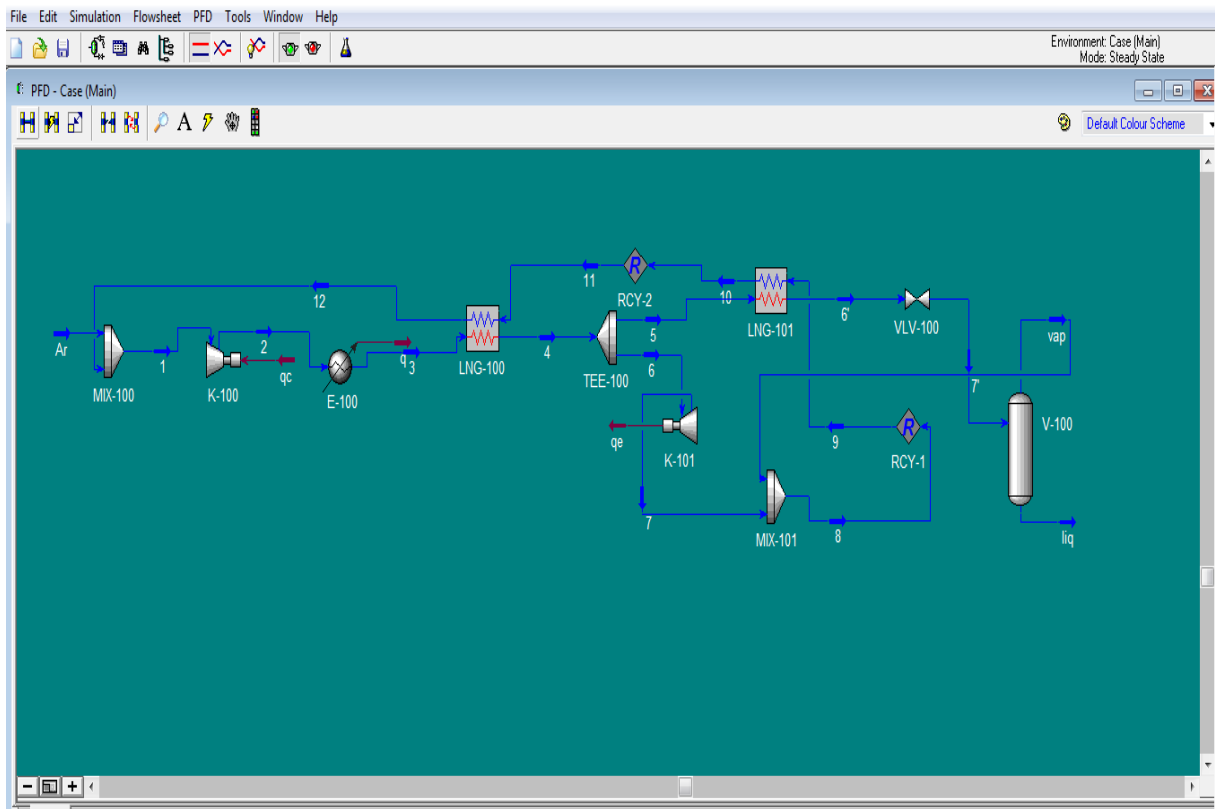


Figure IV.15 : PFD de Kapitza pour la liquéfaction d'Ar

Workbook - Case (Main)

Name	Ar	1	2	3	4	5	6	6'	7
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,5943
Temperature [K]	300,0	299,9	3511	300,0	210,7	210,7	210,7	155,0	86,95
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	49,23	198,7	198,7	198,7	198,7	99,34	99,34	99,34	99,34
Mass Flow [kg/s]	0,2478	1,000	1,000	1,000	1,000	0,5000	0,5000	0,5000	0,5000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	98,27	396,6	396,6	396,6	396,6	198,3	198,3	198,3	198,3
Heat Flow [kJ/s]	0,1819	0,6846	1699	-41,03	-124,8	-62,38	-62,38	-95,18	-88,00
Name	7'	vap	liq	8	9	10	11	12	*** New **
Vapour Fraction	0,5044	1,0000	0,0000	0,7303	0,7306	1,0000	1,0000	1,0000	
Temperature [K]	86,94	86,94	86,94	86,94	86,94	88,03	88,03	299,9	
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	
Molar Flow [lbmole/hr]	99,34	50,11	49,23	149,4	149,4	149,4	149,4	149,4	
Mass Flow [kg/s]	0,5000	0,2522	0,2478	0,7522	0,7522	0,7522	0,7522	0,7522	
Liquid Volume Flow [barrel/day]	198,3	100,0	98,27	298,3	298,3	298,3	298,3	298,3	
Heat Flow [kJ/s]	-95,18	-28,05	-67,13	-116,1	-116,0	-83,22	-83,22	0,5028	

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock: Ar
MIX-100

Fluid Pkg: All

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

Horizontal Matrix

Figure IV.16 : Résultats de simulation pour Ar (procédés de Kapitza)

IV.5.3 Liquéfaction de l'Oxygène :

✓ cycle de Linde :

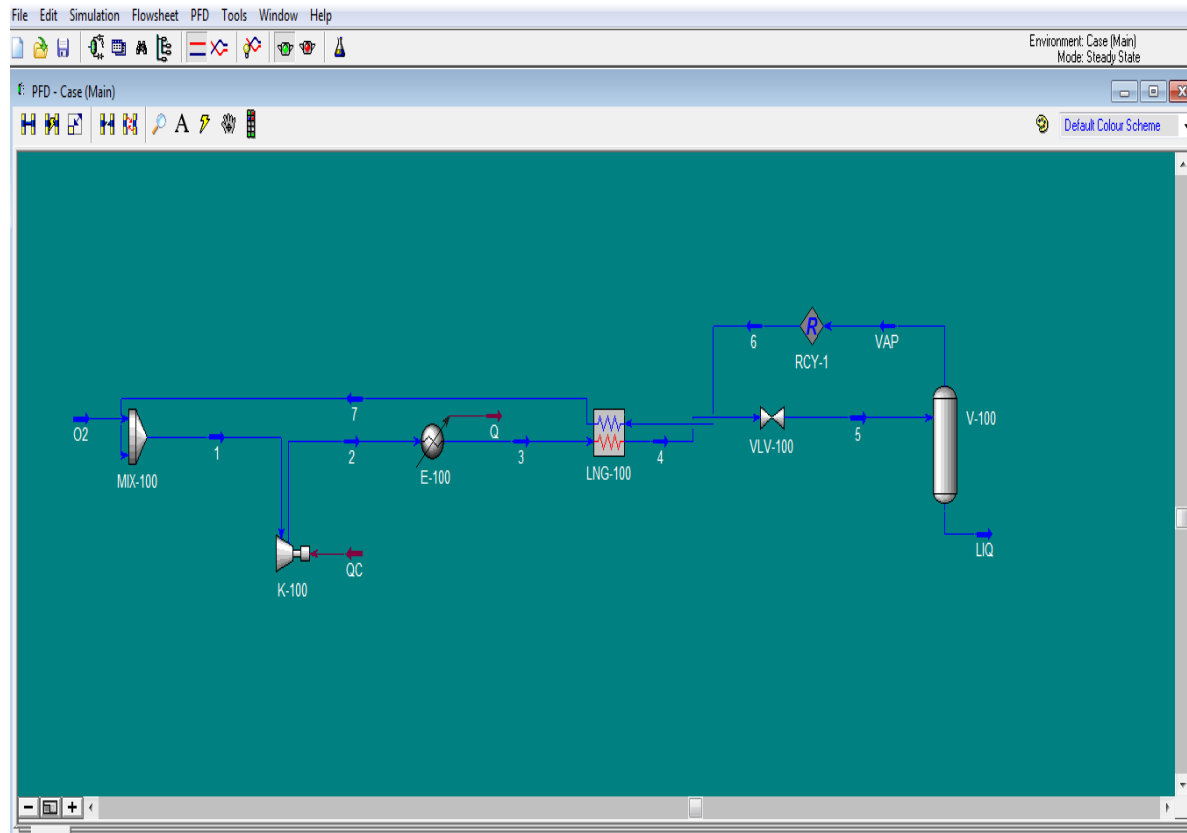


Figure IV.17 : PFD de Linde pour la liquéfaction d'O2

Workbook - Case (Main)

Name	1	2	3	4	5	6
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,8642
Temperature [K]	300,0	299,9	1534	300,0	194,0	89,83
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	33,70	248,1	248,1	248,1	248,1	248,1
Mass Flow [kg/s]	0,1359	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	64,90	477,8	477,8	477,8	477,8	477,8
Heat Flow [kJ/s]	0,1896	1,319	1321	-52,65	-213,2	-213,2
Name	vap	liq	7	8	** New **	
Vapour Fraction	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000		
Temperature [K]	89,83	89,83	89,83	299,9		
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000		
Molar Flow [lbmole/hr]	214,4	33,70	214,4	214,4		
Mass Flow [kg/s]	0,8641	0,1359	0,8641	0,8641		
Liquid Volume Flow [barrel/day]	412,9	64,90	412,9	412,9		
Heat Flow [kJ/s]	-159,4	-53,78	-159,4	1,130		

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock_1
MIX-100

Fluid Pkg All

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

Horizontal Matrix

Figure IV.18 : Résultats de simulation pour O2 (procédés de Linde)

✓ Cycle de Linde avec pré-refroidissement

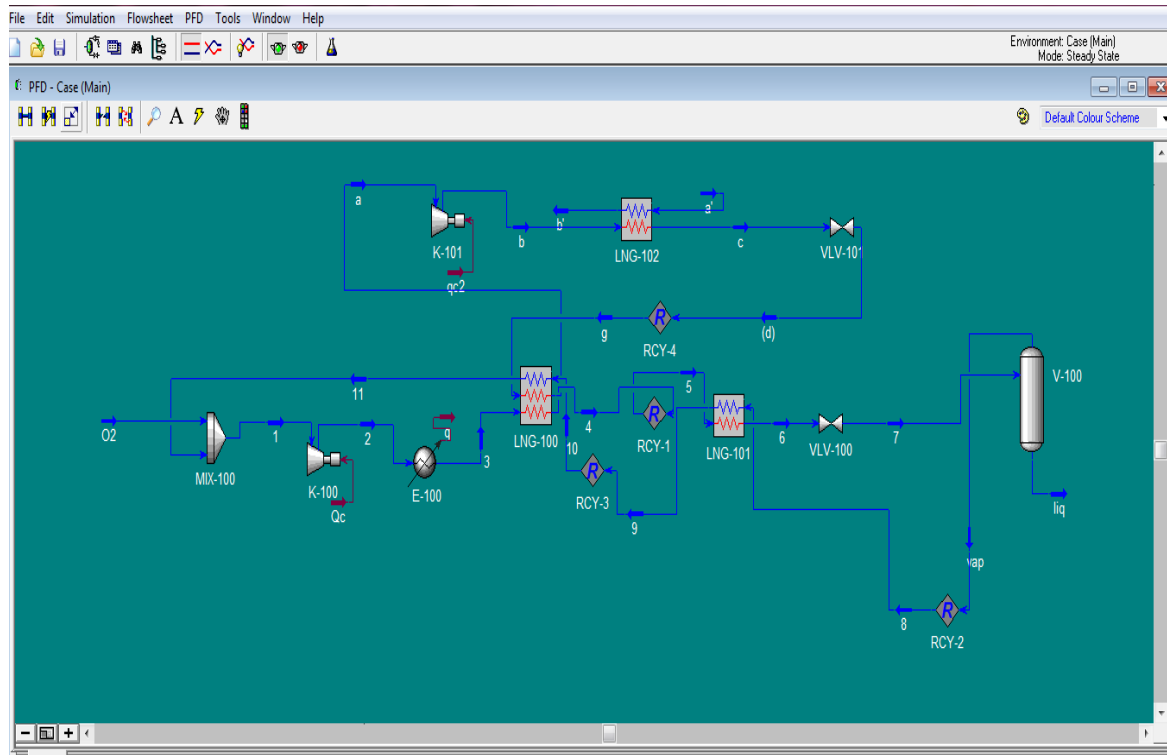


Figure IV.19 : PFD de Linde avec pré-ref. Pour la liquéfaction d'O2

Workbook - Case (Main)

Name	O2	1	2	3	4	5	6	7
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,7355
Temperature [K]	300,0	300,0	1534	300,0	180,0	180,0	179,0	89,84
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	65,61	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0
Mass Flow [kg/s]	0,2645	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	126,4	477,7	477,7	477,7	477,7	477,7	477,7	477,7
Heat Flow [kJ/s]	0,3691	1,395	1321	-52,70	-238,6	-238,6	-240,4	-240,4
Name	vap	liq	8	9	10	11	b	c
Vapour Fraction	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [K]	89,84	89,84	89,84	92,66	92,66	300,0	824,8	170,0
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	50,00	50,00
Molar Flow [lbmole/hr]	182,4	65,61	182,4	182,4	182,4	182,4	124,0	124,0
Mass Flow [kg/s]	0,7355	0,2645	0,7355	0,7355	0,7355	0,7355	0,5000	0,5000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	351,3	126,4	351,3	351,3	351,3	351,3	238,8	238,8
Heat Flow [kJ/s]	-135,7	-104,7	-135,7	-133,9	-133,9	1,026	260,4	-79,84
Name	(d)	g	a'	b'	a	** New **		
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	0,0000	0,6633	1,0000			
Temperature [K]	118,4	118,4	111,3	111,4	234,5			
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000			
Molar Flow [lbmole/hr]	124,0	124,0	494,7	494,7	124,0			
Mass Flow [kg/s]	0,5000	0,5000	1,000	1,000	0,5000			
Liquid Volume Flow [barrel/day]	238,8	238,8	1815	1815	238,8			
Heat Flow [kJ/s]	-79,84	-79,84	-5580	-5240	-28,88			

Material Streams: FeederBlock_O2, MIX-100

Fluid Pkg: All

Horizontal Matrix:

Include Sub-Flowsheets:

Show Name Only:

Number of Hidden Objects: 0

Figure IV.20 : Résultats de simulation pour O2 (procédés Linde avec pré-ref.)

✓ Cycle de Claude :

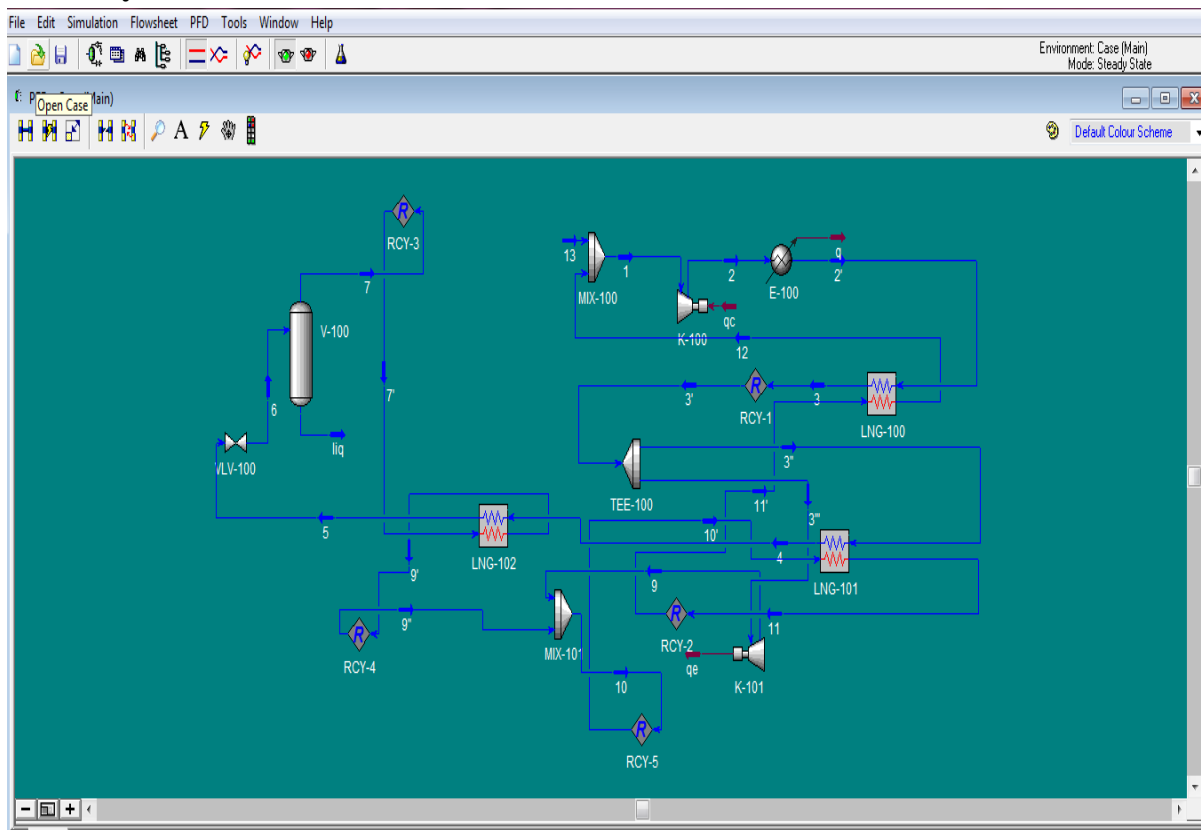


Figure IV.21 : PFD de Claude pour la liquéfaction d'O₂

Workbook - Case (Main)

Name	13	1	2	2'	3	11'	12	3'	3''	4
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [K]	300,0	299,9	1533	300,0	272,7	254,6	299,8	272,6	272,6	250,0
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0
Molar Flow [bmole/hr]	31,75	248,0	248,0	248,0	248,0	216,3	216,3	248,0	148,8	148,8
Mass Flow [kg/s]	0,1280	1,000	1,000	1,000	1,000	0,8720	0,8720	1,000	0,6000	0,6000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	61,15	477,7	477,7	477,7	477,7	416,5	416,5	477,7	286,6	286,6
Heat Flow [kJ/s]	0,1786	1,272	1320	-52,70	-88,48	-34,69	1,093	-88,62	-53,17	-72,38
Name	10'	11	3''	9	5	7'	9'	6	8	7
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	0,7866	0,0000	1,0000
Temperature [K]	230,0	254,6	272,6	283,0	185,0	89,84	247,7	89,84	89,84	89,84
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	295,3	250,0	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Molar Flow [bmole/hr]	216,3	216,3	99,21	99,21	148,8	117,1	117,1	148,8	31,75	117,1
Mass Flow [kg/s]	0,8720	0,8720	0,4000	0,4000	0,6000	0,4720	0,4720	0,6000	0,1280	0,4720
Liquid Volume Flow [barrel/day]	416,5	416,5	191,1	191,1	286,6	225,5	225,5	286,6	61,15	225,5
Heat Flow [kJ/s]	-53,90	-34,69	-35,45	-32,14	-137,7	-87,06	-21,72	-137,7	-50,67	-87,06
Name	9''	10	** New **							
Vapour Fraction	1,0000	1,0000								
Temperature [K]	247,7	230,1								
Pressure [bar]	1,000	1,000								
Molar Flow [bmole/hr]	117,1	216,3								
Mass Flow [kg/s]	0,4720	0,8720								
Liquid Volume Flow [barrel/day]	225,5	416,5								
Heat Flow [kJ/s]	-21,72	-53,86								

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock_13
MIX-100

Fluid Pkg All

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

Horizontal Matrix

Figure IV.22 : Résultats de simulation pour O₂ (procédés de Claude)

✓ Cycle de Kapitza :

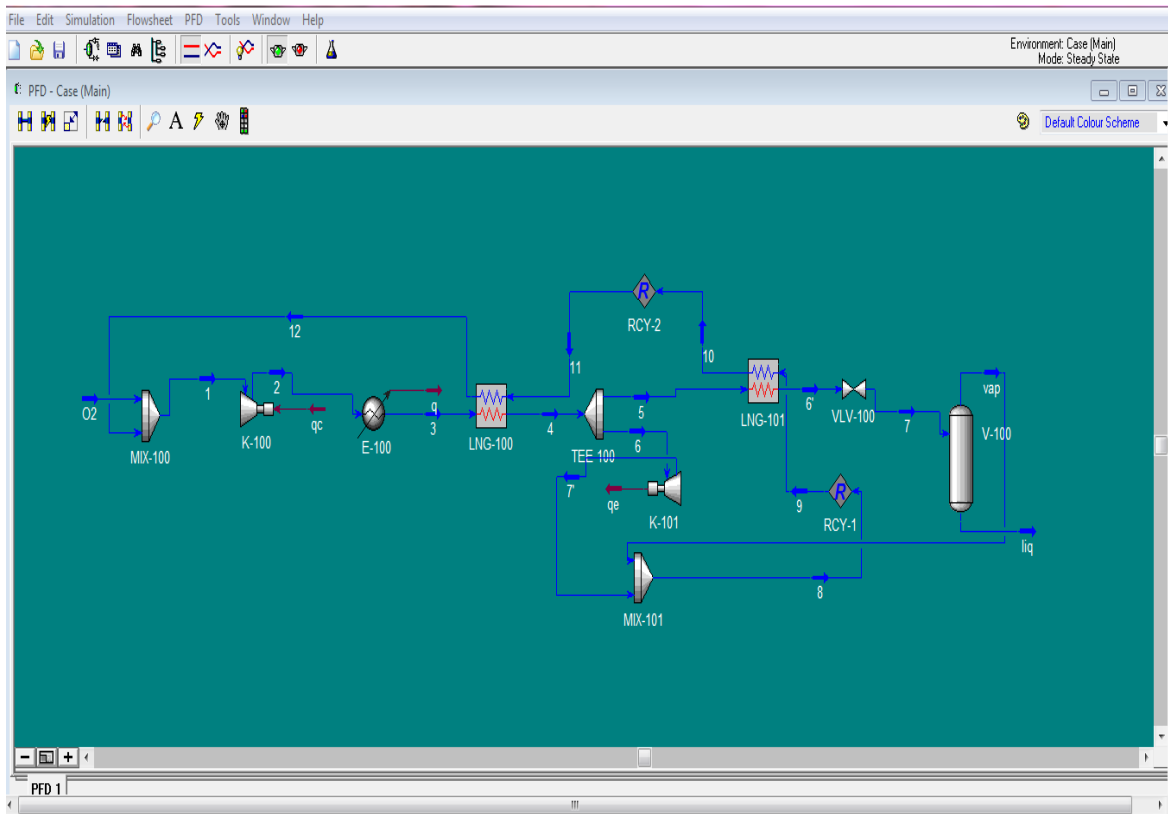


Figure IV.23 : PFD de Kapitza pour la liquéfaction d'O₂

Workbook - Case (Main)

Name	O2	1	2	3	4	5	6	6'
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [K]	300,0	300,0	1534	300,0	220,0	220,0	220,0	185,8
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0
Molar Flow [lbmole/hr]	34,08	248,0	248,0	248,0	248,0	173,6	74,41	173,6
Mass Flow [kg/s]	0,1374	1,000	1,000	1,000	1,000	0,7000	0,3000	0,7000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	65,63	477,7	477,7	477,7	477,7	334,4	143,3	334,4
Heat Flow [kJ/s]	0,1917	1,361	1320	-52,70	-167,9	-117,5	-50,36	-159,7
Name	7	vap	liq	7'	8	9	10	11
Vapour Fraction	0,7935	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [K]	89,84	89,84	89,84	210,7	93,83	93,79	150,2	150,2
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	200,0	1,000	1,000	1,000	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	173,6	137,8	35,86	74,41	212,2	213,9	213,9	213,9
Mass Flow [kg/s]	0,7000	0,5554	0,1446	0,3000	0,8554	0,8626	0,8626	0,8626
Liquid Volume Flow [barrel/day]	334,4	265,3	69,06	143,3	408,6	412,0	412,0	412,0
Heat Flow [kJ/s]	-159,7	-102,5	-57,22	-52,38	-154,8	-156,2	-114,0	-114,0
Name	12	** New **						
Vapour Fraction	1,0000							
Temperature [K]	300,0							
Pressure [bar]	1,000							
Molar Flow [lbmole/hr]	213,9							
Mass Flow [kg/s]	0,8626							
Liquid Volume Flow [barrel/day]	412,0							
Heat Flow [kJ/s]	1,170							

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock_O2
MIX-100

Fluid Pkg: All

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

Figure IV.24 : Résultats de simulation pour O₂ (procédés de Kapitza)

IV.5.4 Simulation de la liquéfaction de l'Air :

✓ Cycle de Linde

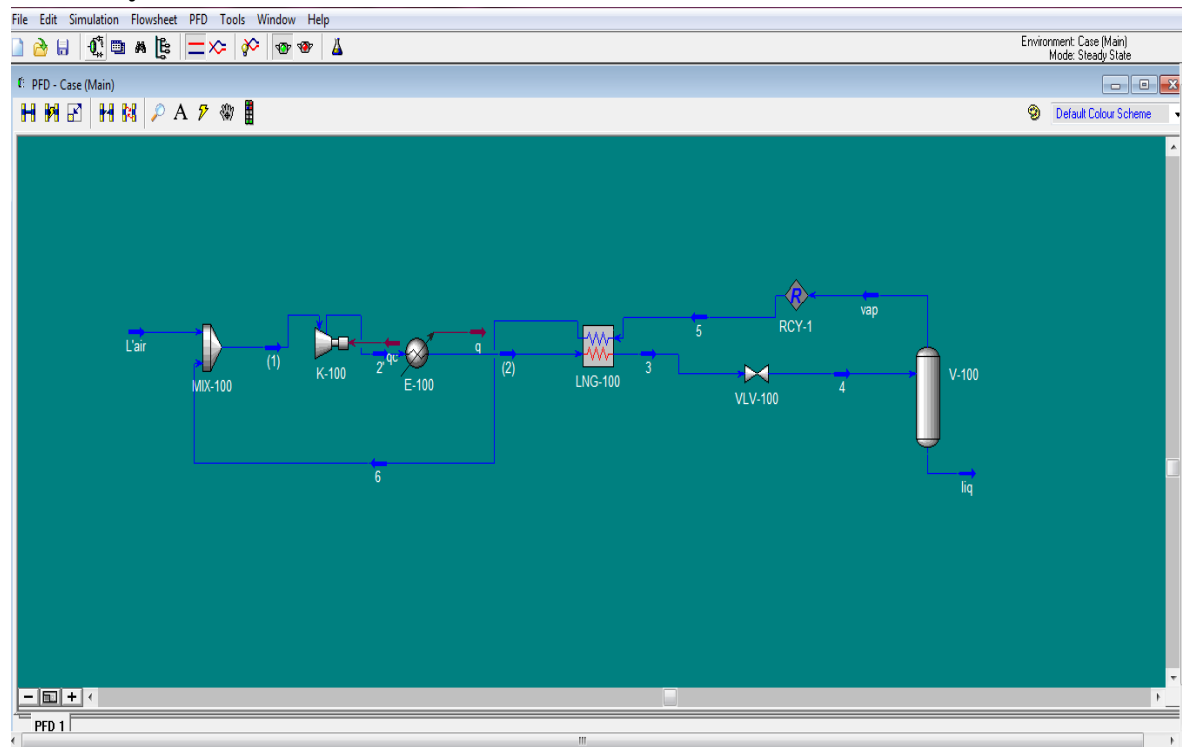


Figure IV.25 : PFD de Linde pour la liquéfaction de l'Air

Workbook - Case (Main)

Name	L'air	(1)	2'	(2)	3	4
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,9999	0,9039
Temperature [K]	300,1	299,9	2017	300,0	171,2	79,31
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	27,16	274,6	274,6	274,6	274,6	274,6
Mass Flow [kg/s]	0,1021	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	61,24	638,1	638,1	638,1	638,1	638,1
Heat Flow [kJ/s]	-4,994	-3,660	1955	-45,03	-240,6	-240,6
Name	vap	liq	5	6	** New **	
Vapour Fraction	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000		
Temperature [K]	79,31	79,31	79,31	299,9		
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000		
Molar Flow [lbmole/hr]	248,2	26,40	247,5	247,5		
Mass Flow [kg/s]	0,9006	9,941e-002	0,8979	0,8979		
Liquid Volume Flow [barrel/day]	578,6	59,46	576,8	576,8		
Heat Flow [kJ/s]	-194,9	-45,75	-194,3	1,334		

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock L'air
MIX-100

Fluid Pkg All

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

Horizontal Matrix

Figure IV.26 : Résultats de simulation pour l'Air (procédés de Linde)

✓ Cycle de Linde avec pré-refroidissement

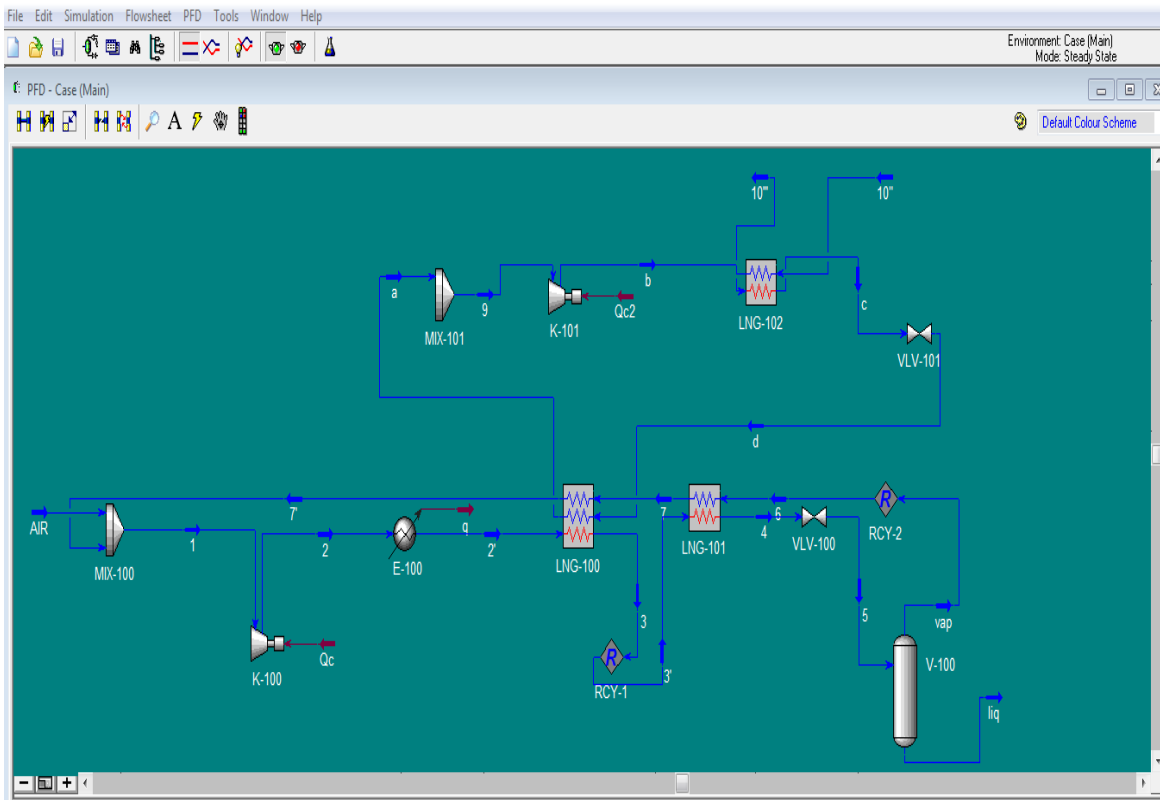


Figure IV.27 : PFD de Linde avec pré-ref.pour la liquéfaction de l’Air

Workbook - Case (Main)

Name	AIR	1	2	2'	3	3'	4	5
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,7181
Temperature [K]	300,0	299,9	1622	300,0	185,0	185,0	149,9	78,78
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	78,34	278,4	278,4	278,4	278,4	278,4	278,4	278,4
Mass Flow [kg/s]	0,2859	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	178,7	648,1	648,1	648,1	648,1	648,1	648,1	648,1
Heat Flow [kJ/s]	-1,025	2,397e+002	1525	-41,53	-215,9	-215,9	-280,3	-280,3
Name	vap	liq	6	7	a	9	b	c
Vapour Fraction	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [K]	78,78	78,78	78,80	168,2	290,0	290,0	619,4	279,9
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	200,0	200,0
Molar Flow [lbmole/hr]	199,9	78,47	200,1	200,1	90,18	90,18	90,18	90,18
Mass Flow [kg/s]	0,7135	0,2865	0,7141	0,7141	1,000	1,000	1,000	1,000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	469,2	178,9	469,4	469,4	338,4	338,4	338,4	338,4
Heat Flow [kJ/s]	-158,9	-121,3	-159,0	-94,65	-1,062e+004	-1,062e+004	-1,034e+004	-1,069e+004
Name	d	7'	10''	10''	** New **			
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000				
Temperature [K]	156,7	299,8	145,0	603,4				
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000				
Molar Flow [lbmole/hr]	90,18	200,1	90,18	90,18				
Mass Flow [kg/s]	1,000	0,7141	1,000	1,000				
Liquid Volume Flow [barrel/day]	338,4	469,4	338,4	338,4				
Heat Flow [kJ/s]	-1,069e+004	1,049	-1,070e+004	-1,035e+004				

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock: AIR
MIX-100

Fluid Pkg: AIR

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

Horizontal Matrix

Figure IV.28 : Résultats de simulation pour l’Air (procédés de Linde avec pré- ref.)

✓ Cycle de Claude :

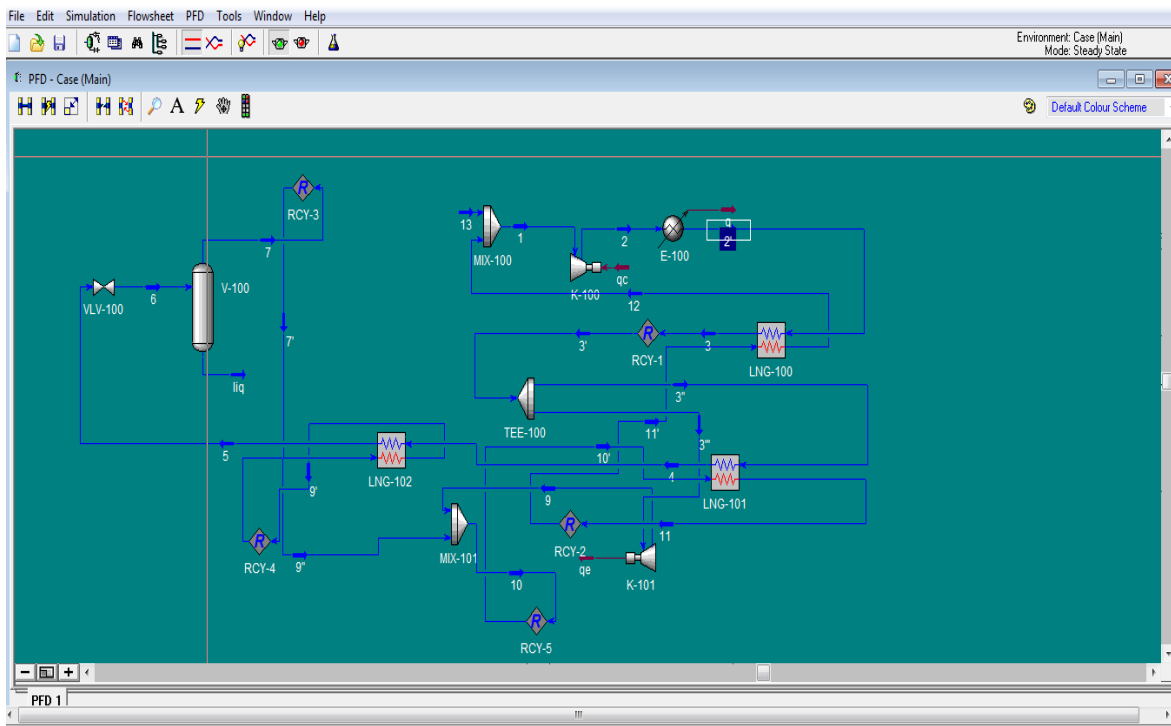


Figure IV.29 : PFD de Claude pour la liquéfaction de l'Air

Workbook - Case (Main)

Name	13	1	2	2'	3	11'	12	3'
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [K]	300,0	299,8	1660	300,0	269,9	253,9	299,8	269,9
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	1,000	1,000	250,0
Molar Flow [lbmole/hr]	34,17	273,9	273,9	273,9	273,9	239,7	239,7	273,9
Mass Flow [kg/s]	0,1284	1,000	1,000	1,000	1,000	0,8716	0,8716	1,000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	77,18	635,2	635,2	635,2	635,2	558,0	558,0	635,2
Heat Flow [kJ/s]	-0,4028	0,4122	1520	-40,83	-80,66	-39,02	0,8150	-80,69
Name	3''	4	10'	11	3'''	9	5	7'
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [K]	269,9	220,0	203,2	253,9	269,9	240,0	159,0	79,12
Pressure [bar]	250,0	250,0	1,000	1,000	250,0	149,4	250,0	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	164,3	164,3	239,7	239,7	109,6	109,6	164,3	130,2
Mass Flow [kg/s]	0,6000	0,6000	0,8716	0,8716	0,4000	0,4000	0,6000	0,4716
Liquid Volume Flow [barrel/day]	381,1	381,1	558,0	558,0	254,1	254,1	381,1	303,9
Heat Flow [kJ/s]	-48,41	-91,97	-82,57	-39,02	-32,28	-42,95	-154,6	-102,3
Name	9'	6	liq	7	9''	10	** New **	
Vapour Fraction	1,0000	0,7921	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000		
Temperature [K]	214,1	79,12	79,12	79,12	214,1	203,2		
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000		
Molar Flow [lbmole/hr]	130,2	164,3	34,17	130,2	130,2	239,7		
Mass Flow [kg/s]	0,4716	0,6000	0,1284	0,4716	0,4716	0,8716		
Liquid Volume Flow [barrel/day]	303,9	381,1	77,19	303,9	303,9	558,0		
Heat Flow [kJ/s]	-39,64	-154,6	-52,33	-102,3	-39,64	-82,59		

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock 13
MIX-100

Fluid Pkg All

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

Horizontal Matrix

Figure IV.30 : Résultats de simulation pour l'Air (procédés de Claude)

✓ Cycle de Kapitza :

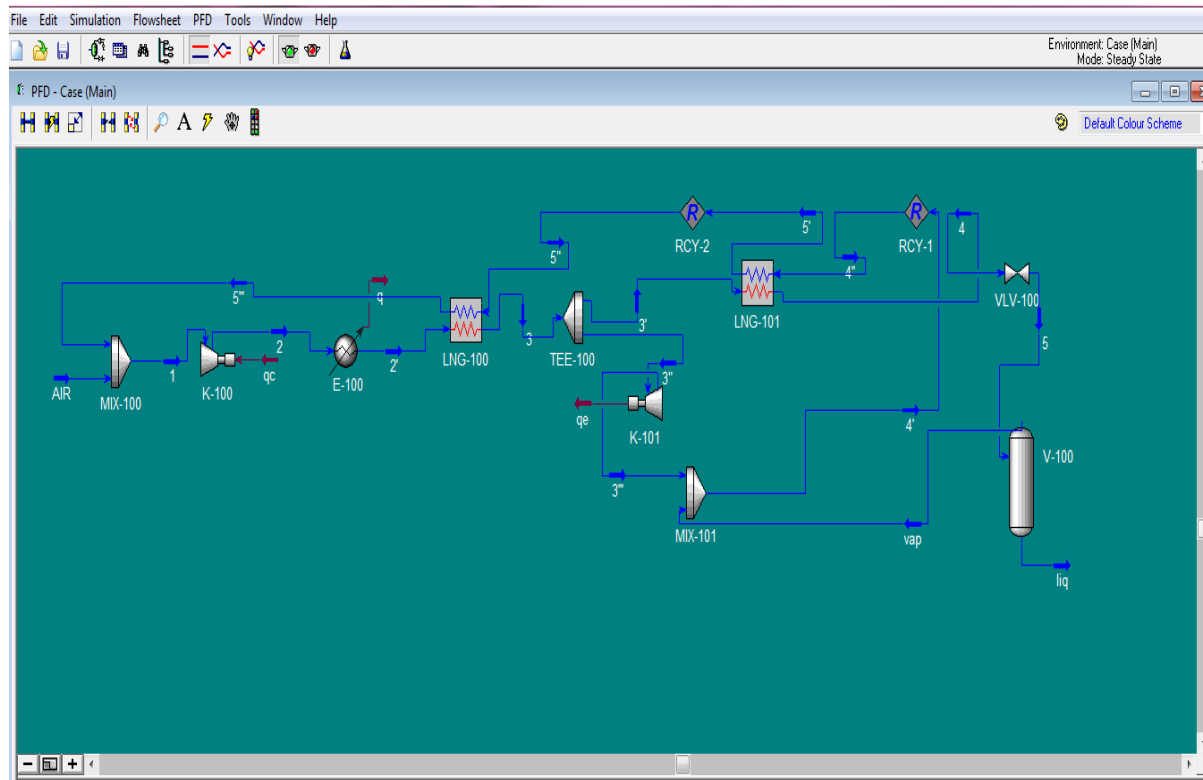


Figure IV.31 : PFD de Kapitza pour la liquéfaction de l’Air

Workbook - Case (Main)

Name	AIR	1	2	2'	3	3'	4
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [K]	300,0	299,9	1624	300,0	190,0	190,0	156,7
Pressure [bar]	1,000	1,000	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0
Molar Flow [lbmole/hr]	41,77	279,0	279,0	279,0	279,0	195,3	195,3
Mass Flow [kg/s]	0,1524	1,000	1,000	1,000	1,000	0,7000	0,7000
Liquid Volume Flow [barrel/day]	95,26	651,1	651,1	651,1	651,1	455,8	455,8
Heat Flow [kJ/s]	-0,5465	0,4414	1530	-40,98	-206,6	-144,6	-187,1
Name	5	vap	liq	3''	3'''	4'	4''
Vapour Fraction	0,7830	1,0000	0,0000	1,0000	0,7040	0,8957	0,8959
Temperature [K]	78,73	78,73	78,73	190,0	78,57	78,65	78,64
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000	250,0	1,000	1,000	1,000
Molar Flow [lbmole/hr]	195,3	152,9	42,37	83,69	83,69	236,6	237,2
Mass Flow [kg/s]	0,7000	0,5455	0,1545	0,3000	0,3000	0,8455	0,8476
Liquid Volume Flow [barrel/day]	455,8	359,1	96,73	195,3	195,3	554,4	555,9
Heat Flow [kJ/s]	-187,1	-121,6	-65,45	-61,97	-84,98	-206,6	-207,1
Name	5'	5''	5'''	** New **			
Vapour Fraction	1,0000	1,0000	1,0000				
Temperature [K]	107,1	107,1	299,9				
Pressure [bar]	1,000	1,000	1,000				
Molar Flow [lbmole/hr]	237,2	237,2	237,2				
Mass Flow [kg/s]	0,8476	0,8476	0,8476				
Liquid Volume Flow [barrel/day]	555,9	555,9	555,9				
Heat Flow [kJ/s]	-164,6	-164,6	0,9879				

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

FeederBlock_AIR
MIX-100

Fluid Pkg All

Include Sub-Flowsheets
 Show Name Only

Figure IV.32 : Résultats de simulation pour l’Air (procédés de Kapitza)

IV.5.5 Les propriétés obtenues à partir de la simulation de processus de Linde pour chaque Gaz :

Tableau IV.1 Propriétés des différents gaz pour le processus de Linde

Air			Azote		
h [KJ/Kg]	S [KJ/K.Kg]	T ₁ [K]	h [KJ/Kg]	S[KJ/K.Kg]	T ₁ [K]
h₁=0.9909	S₁=5.304	299.9	h₁=1.6	s₁=5.296	299.9
h₂=-40.11	S₂=3.557		h₂=-38.47	s₂=3.527	
h_l=-423.4	/		h_l=-425.9		
	/		h_g=-227.4		

Oxygène			Argon		
h [KJ/Kg]	S [KJ/K.Kg]	T ₁ [K]	h [KJ/Kg]	S [KJ/K.Kg]	T ₁ [K]
h₁=1.299	s₁=4.542	299.9	h₁=0.626	s₁=3.008	299.8
h₂=-52.65	s₂=2.964		h₂=-35.45	s₂=1.811	
h_l=-395.8			h_l=-270.9		
h_g=-184.5			h_g=-111.2		

IV.5.6 Les propriétés obtenues à partir de la simulation de processus de Claude pour chaque Gaz :

Tableau IV.2 Propriétés des différents gaz pour le processus de Claude

Air			Azote		
h [KJ/Kg]	S [KJ/K.Kg]	T ₁ [K]	h [KJ/Kg]	S [KJ/K.Kg]	T ₁ [K]
h₁=0.556	s₁=5.204	300	h₁=1.569	s₁=5.296	299.9
h₂= - 40.83	s₂=3.491		h₂=-38.47	s₂=3.527	
h₃=-81.23			h₃=-93.88		
h₇=-202.2			h₇=2.347		
h_e=-107.6			h_e=-98.09		
h_g=-216.9			h_g=-227.4		
h_l=-407.7			h_l=-425.9		
h_a=-1.062.10⁴			h_a=1.061.10⁴		
h_b=-1.068.10⁴			h_b=1.068.10⁴		
h_d=-1.069.10⁴			h_d=1.070.10⁴		

Oxygène			Argon		
h [KJ/Kg]	S [KJ/K.Kg]	T ₁ [K]	h [KJ/Kg]	S [KJ/K.Kg]	T ₁ [K]
h ₁ =1.290	s ₁ =4.540	299.9	h ₁ =0.6805	s ₁ =3.009	299.9
h ₂ =-52.70	s ₂ =2.962		h ₂ =-41.03	s ₂ =1.750	
h ₃ =-94.66			h ₃ =-92.6		
h ₇ =-60.92			h ₇ =-136.1		
h _e =-86.91			h _e =-84.80		
h _g =-184.5			h _g =-111.2		
h _l =-395.8			h _l =-270.9		
h _a =-154.5			h _a =-100.2		
h _b =-52.70			h _b =-41.03		
h _d =-256.4			h _d =-137.1		

Tableau IV.3 : Le travail idéal pour la liquéfaction de N₂, O₂, Ar et l'air [20]

Substance	N ₂	O ₂	Ar	Air
Le travail idéal [kJ/kg]	768.1	635.6	478.6	738.9

IV.6. Calcul des paramètres de performance pour chaque gaz et pour chaque cycle de liquéfaction

IV.6.1 Liquéfaction d'Azote :

IV.6.1 .1 Processus de Linde :

➤ Calcul de la fraction de gaz liquéfiée « y »

$$\text{On a } y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} = \frac{1.6 - (-38.47)}{1.6 - (-425.9)} ; y = 0.09373$$

$$y = 9.373\%$$

➤ Calcul du travail mécanique dépensé par Kg de gaz comprimé

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c\dot{m}}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)]$$

$$W_{\text{net}} = \frac{1}{0.57} [299.9 (5.304 - 3.557) - (0.9909 - (-40.11))]$$

$$W_{\text{net}} = 847.06 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_1 = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_1 = \frac{1}{0.09373} (847.06)$$

$$W_1 = 9037.23 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{W_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{W_1}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{768.1}{9037.23}$$

$$\text{FOM} = 0.0849$$

IV.6.1.2. Processus de Linde avec pré refroidissement :

- **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} + r \frac{h_a - h_d}{h_1 - h_f} = \frac{1.598 - (-38.47)}{1.598 - (-425.9)} + 0.5 \frac{(-1061) - (-1078)}{1.598 - (-425.9)}$$

$$y = 0.1328$$

$$y = 13.28 \%$$

- **Calcul du travail mécanique dépensé par kg de gaz comprimé**

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] + r(h_b - h_a)$$

$$= \frac{1}{0.57} [299.9(5.296 - 3.556) - (0.0239 - (-41.53))] + 1((-10680) - (-10620))$$

$$W_{\text{net}} = 737.32 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_1 = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_1 = \frac{1}{0.1328} (737.32)$$

$$W_1 = 5552.07 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{\dot{W}_1}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{768.1}{5552.07}$$

$$\text{FOM} = 0.1383$$

IV.6.1 .3. Processus de Claude :

- **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$\text{On a } y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} + x \frac{h_3 - h_E}{h_1 - h_f} = \frac{1.569 - (-38.47)}{1.569 - 4.25.9} + 0.4 \frac{-93.88 - (-98.09)}{1.569 - 4.25.9}$$

$$y = 0.0982$$

$$y = 9.82 \%$$

- **Calcul du travail mécanique dépensé par kg du gaz comprimé**

$$\begin{aligned} W_{\text{net}} &= \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1 (s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x (h_3 - h_E)] \\ &= \frac{1}{0.57} [300(5.204 - 3.491) - (0.5560 - (-40.83))] - [0.4 ((-81.23) - (-107.6))] \end{aligned}$$

$$W_{\text{net}} = 810.47 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_1 = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_1 = \frac{1}{0.0982} (810.47)$$

$$W_1 = 8253.22 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{\dot{W}_1}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{786.1}{8253.22}$$

$$\text{FOM} = 0.0952$$

IV.6.1.4. Processus de Kapitza :

- **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$\text{on a } y = \frac{h_{10} - h_2}{h_{10} - h_6} - x_E \frac{h_3 - h_7}{h_{10} - h_6} = \frac{1.074 - (-38.47)}{1.074 - (-425.9)} 0.036 \frac{-242.1 - (-227.4)}{1.074 - (-425.9)}$$

$$y = 0.0912$$

$$y = 9.13 \%$$

- **Calcul du travail mécanique dépensé par kg de gaz comprimé**

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1 (s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x_E (h_3 - h_7)]$$

$$= \frac{1}{0.57} [299.9 (5.294 - 3.527) - (1.183 - (-38.47))] - 0.036 (-242.1 - (-227.4))$$

$$W_{\text{net}} = 859.81 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_l = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_l = \frac{1}{0.0913} (859.81)$$

$$W_l = 9417.38 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{\dot{W}_l}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{768.1}{9417.38}$$

$$\text{FOM} = 0.0815$$

- **Représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de l'Azote**

Tableau IV.4 : représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de l'Azote.

Azote	Cycle de Linde	Cycle de Linde avec pré-ref.	Cycle de Claude	Cycle de Kapitza
Fraction de gaz liquéfiée "y"	09.37	13.83	09.82	09.13
$\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}}$ [KJ/Kg]	846.79	767.85	810.47	859.81
$\frac{\dot{W}_l}{\dot{m}_f}$ [KJ/Kg]	9037.23	5552.07.2	8253.22	9417.38
FOM	0.0849	0.1383	0.0952	0.0815

IV.6.2 La liquéfaction de l'Argon :

IV.6.2 .1 Processus de Linde :

$$\text{On a } y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} =$$

$$\frac{0.6667 - (-41.03)}{0.6667 - (-270.9)}$$

$$y = 0.1535$$

$$\boxed{y = 15.35\%}$$

➤ **Calcul du travail mécanique dépensé par kg de gaz comprimé :**

$$\text{On a: } W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)]$$

$$W_{\text{net}} = \frac{1}{0.57} [299.9(3.008 - 1.749) - (0.6667 - (-41.03))]]$$

$$\boxed{W_{\text{net}} = 589.25 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]}$$

➤ **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_l = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_l = \frac{1}{0.1553} (589.25)$$

$$\boxed{W_l = 3794.24 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]}$$

➤ **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{W_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{W_l}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{478.6}{3794.24}$$

$$\text{FOM} = 0.1261$$

IV.6.2.2. processus de Linde avec un pré refroidissement :

- **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} + r = \frac{0.6933 - (-41.03)}{0.6933 - (-270.9)} + 0.5 \frac{-100.2 - 137.1}{0.6933 - (-270.9)}$$

$$y = 0.2215$$

$$y = 22.15 \%$$

- **Calcul du travail mécanique dépensé par kg de gaz comprimé**

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] + r(h_b - h_a)$$

$$= \frac{1}{0.57} [299.9(3.008 - 1.794) - (0.6933 - (-41.03))] + 0.5 ((-41.03) - (-100.2))$$

$$W_{\text{net}} = 641.11 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_l = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_l = \frac{1}{0.2215} (641.11)$$

$$W_l = 2894.38 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de FOM :**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{W_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{W_l}{\dot{m}_l} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{478.6}{2894.38}$$

$$\text{FOM} = 0.1653$$

IV.6.2 .3 Processus de Claude :

➤ Calcul de la fraction de liquide « y »

$$\text{On a } y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_1} + x \frac{h_3 - h_E}{h_1 - h_1} = \frac{0.6471 - (-41.03)}{0.6471 - (-271)} + 0.4 \frac{(-125.6) - (-117.7)}{0.6471 - (-271)}$$

$$y = 0.1437$$

$$y = 14.37 \%$$

➤ Calcul du travail mécanique dépensé par kg de gaz comprimé

$$\begin{aligned} W_{\text{net}} &= \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c}\dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x(h_3 - h_E)] \\ &= [299.8(3.010 - 1.751) - (0.6471 - (-41.03))] - [0.4((-125.6) - (-117.7))] \end{aligned}$$

$$W_{\text{net}} = 625.63 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié

$$\begin{aligned} W_1 &= \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c}\dot{m}} \right) \\ W_1 &= \frac{1}{0.1437} (625.63) \end{aligned}$$

$$W_1 = 4353.73 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ Calcul de FOM

$$\begin{aligned} \text{FOM} &= \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{\dot{W}_1}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}} \\ \text{FOM} &= \frac{478.6}{4353.73} \end{aligned}$$

$$\text{FOM} = 0.1099$$

IV.6.2.4. Processus de Kapitza :

➤ Calcul de la fraction de liquide « y »

$$\text{On a } y = \frac{h_{10}-h_2}{h_{10}-h_6} - X_E \frac{h_3-h_7}{h_{10}-h_6} = \frac{0.6684-(-41.03)}{0.6684-(-270.9)} - (0.5) \frac{(-124.8)-(-111.2)}{0.6684-(-270.9)}$$

$$y = 0.1284$$

$$y = 12.84 \%$$

➤ Calcul de la puissance mécanique dépensée

$$\begin{aligned} W_{\text{net}} &= \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [X_E(h_3 - h_7)] \\ &= \frac{1}{0.57} [299.9(3.008 - 1.749) - (0.6846 - (-41.03))] - [0.5((-124) - (-111.2))] \end{aligned}$$

$$W_{\text{net}} = 601.14 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié

$$W_l = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_l = \frac{1}{0.1284} (601.14)$$

$$W_l = 4681.77 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ Calcul de FOM

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{\dot{W}_l}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{478.6}{4681.77}$$

$$\text{FOM} = 0.1022$$

➤ **Représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de l'Argon****Tableau IV.5 : représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de L'Argon**

Argon	Linde	Linde Pré-refroidissement-	Claude	Claude Kapitza
Fraction de liquide « y » [%]	15.35	22.15	14.37	12.84
$\frac{\dot{w}}{\dot{m}}$ [KJ/Kg]	582.42	641.11	625.63	601.14
$\frac{\dot{w}_1}{\dot{m}_1}$ [KJ/Kg]	3794.24	2894.38	4353.73	4681.77
FOM	0.1261	0.1653	0.1099	0.1022

IV.6.3.Liquéfaction de l'Oxygène (O₂) :**IV.6.3.1Processus de Linde :**

- **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$\text{On a } y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} = \frac{1.319 - (-52.65)}{1.319 - (-395.8)}$$

$$y = 0.1359$$

$$y = 13.59\%$$

➤ **Calcul du travail mécanique dépensé par kg de gaz comprimé**

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{w}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1 (s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)]$$

$$W_{\text{net}} = \frac{1}{0.57} [299.9 (4.542 - 2.294) - (1.319 - (-52.65))]$$

$$W_{\text{net}} = 1088.07 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_1 = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_1 = \frac{1}{0.1359} (1088.07)$$

$$W_1 = 8006.40 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{\dot{W}_1}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{635.6}{8006.40}$$

$$\text{FOM} = 0.07938$$

IV.6.3.2. Processus de avec Linde avec pré-refroidissement :

- **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_l} + r \frac{h_a - h_d}{h_1 - h_l} = \frac{1.395 - (-52.70)}{1.395 - (-395.8)} + 0.5 \frac{-154.5 - (-256.4)}{1.395 - (-395.8)}$$

$$y = 0.2643$$

$$y = 26.43 \%$$

- **Calcul du travail mécanique dépensé par kg de gaz comprimé**

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1 (s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] + r (h_b - h_a)$$

$$= \frac{1}{0.57} [300(4.540 - 2.962) - (1.395 - (-52.70))] + 0.5((-52.70) - (-154.5))$$

$$W_{\text{net}} = 702.98 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_1 = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c\dot{m}}} \right)$$

$$W_1 = \frac{1}{0.2643} (702.98)$$

$$W_1 = 2659.78 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{\dot{W}_1}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{635.6}{2659.78}$$

$$\text{FOM} = 0.2389$$

IV.6.3.3 Processus de Claude :

- **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$\text{On a: } y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_l} + x \frac{h_3 - h_E}{h_1 - h_l} = \frac{1.272 - (-52.70)}{1.272 - (-395.8)} + 0.4 \frac{(-88.84) - (-80.36)}{1.272 - (-395.8)}$$

$$y = 0.1279$$

$$y = 12.72 \%$$

- **Calcul du travail mécanique dépensé par kg de gaz comprimé**

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c\dot{m}}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1 (s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x (h_3 - h_E)]$$

$$= \frac{1}{0.57} [299.9(3.008 - 1.758) - (1.272 - (-52.70))] - [0.4 ((-88.48) - (-80.36))]$$

$$W_{\text{net}} = 557.28 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_1 = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_1 = \frac{1}{0.1272} (557.28)$$

$$W_1 = 4381.13 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{W_1}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{635.6}{4381.13}$$

$$\text{FOM} = 0.1450$$

IV.6.3.4.Processus de Kapitza :

➤ **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$\text{On a } y = \frac{h_{10}-h_2}{h_{10}-h_6} - x_E \frac{h_3-h_7}{h_{10}-h_6} = \frac{1.301-(-52.70)}{1.301-(-395.8)} - 0.03 \frac{(-167.2)-(-184.5)}{1.361-(-395.8)}$$

$$y = 01491$$

$$y = 14.91 \%$$

➤ **Calcul de Le travail mécanique dépensé par kg de gaz comprimé**

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x_E(h_3 - h_7)]$$

$$= \frac{1}{0.57} [299.9(4.540 - 2.962) - (1.361 - (-52.7))] - 0.036(-106.2 - (-184.5))$$

$$W_{\text{net}} = 729.86 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié

$$W_1 = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{w}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_1 = \frac{1}{0.1491} (729.)$$

$$W_1 = 4895.10 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

- Calcul de FOM

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{W_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{W_1}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{635.6}{4895.10}$$

$$\text{FOM} = 0.1298$$

- Représentation des résultats de simulation de la liquéfaction d'O₂

Tableau IV.6 : représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de l'oxygène

Oxygène	Linde	Linde Pré- refroidissement	Claude	Claude Kapitza
Fraction de liquide « y » [%]	13.59	26.43	12.79	14.91
$\frac{W_{\text{net}}}{\dot{m}}$ [KJ/Kg]	1088.07	702.98	560.35	729.86
$\frac{W_1}{\dot{m}_f}$ [KJ/Kg]	8006.40	2659.78	4381.13	4895.10
FOM	0.07038	0.2389	0.1450	0.1298

IV.6.4. Liquéfaction de l'air :**IV.6.4.1. Processus de Linde :**➤ **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$\text{On a } y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} = \frac{0.9909 - (-40.11)}{0.9909 - (-423.4)}$$

$$y = 0.09685$$

$$y = 9.685\%$$

➤ **Calcul de Lu travail mécanique dépensé par kg de gaz comprimé.**

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)]$$

$$W_{\text{net}} = \frac{1}{0.57} [299.9 (5.304 - 3.557) - (0.9909 - (-40.11))]$$

$$W_{\text{net}} = 847.06 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_l = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_l = \frac{1}{0.09685} (847.06)$$

$$W_l = 8746.09 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{\dot{W}_l}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{738.9}{8746.09}$$

$$\text{FOM} = 0.0844$$

IV.c) avec un pré-refroidissement :

➤ **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} + r \frac{h_a - h_d}{h_1 - h_f} = \frac{0.02397 - (-41.53)}{0.02397 - (-423.5)} + r \frac{-10620 - 10680}{0.02397 - (-423.5)}$$

$$y = 0.1122$$

$$y = 11.22 \%$$

➤ **Calcul de la puissance mécanique dépensée**

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_2 - h_1)] + r(h_b - h_a)$$

$$= \frac{1}{0.57} [299.9(5.296 - 3.556) - (0.0239 - (-41.53))] + 1((-10680) - (-10620))$$

$$W_{\text{net}} = 737.32 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_l = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_l = \frac{1}{0.1122 * 0.57} (420.27)$$

$$W_l = 6571.44 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{\dot{W}_l}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{738.9}{6571.44}$$

$$\text{FOM} = 0.1124$$

IV.6.4.3. Processus de Claude :

➤ Calcul de la fraction de liquide « y »

$$\text{On a } y = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_f} + x = \frac{0.556 - (-40.83)}{0.556 - (-407.7)} + 0.4 \frac{(-81.23) - (-107.6)}{0.556 - (-407.7)}$$

$$y = 0.12721$$

$$y = 12.721 \%$$

➤ Calcul du travail mécanique dépensé par kg de gaz liquéfié

$$W = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1 (s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x (h_3 - h_E)]$$

$$= \frac{1}{0.57} [300(5.204 - 3.491) - (0.5560 - (-40.83))] - [0.4 ((-81.23) - (-107.6))]$$

$$W_{\text{net}} = 810.47 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié

$$W_l = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c} \dot{m}} \right)$$

$$W_l = \frac{1}{0.1271} (810.47)$$

$$W_l = 6376.60 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ Calcul de FOM

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{W_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{W_l}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{738.9}{6376.60}$$

$$\text{FOM} = 0.1158$$

IV.6.4.4. Processus de Kapitza :➤ **Calcul de la fraction de liquide « y »**

$$\text{On a } y = \frac{h_{10}-h_2}{h_{10}-h_6} - x_E \frac{h_3-h_7}{h_{10}-h_6} = \frac{1.540-(-40.18)}{1.540-(-423.9)} - (3.611 * 10^{-4}) \frac{(-223.8)-(-222.9)}{1.540-(-423.9)}$$

$$y = 0.09812$$

$$y = 9.812 \%$$

➤ **Calcul du travail mécanique dépensé par kg de gaz liquéfié**

$$W_{\text{net}} = \frac{\dot{W}}{\eta_{g,c}\dot{m}} = \frac{1}{\eta_{g,c}} [T_1(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)] - [x_E(h_3 - h_7)] =$$

$$\frac{1}{0.57} [299.9(5.304 - 3.556) - (1.033 - (-40.18))] - [3.611 * 10^{-4}((-223.8) - (-293.1))]$$

$$W_{\text{net}} = 919.65 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ **Calcul de l'énergie consommée par Kg de gaz liquéfié**

$$W_l = \frac{1}{y} \left(\frac{\dot{W}}{\eta_{g,c}\dot{m}} \right)$$

$$W_l = \frac{1}{0.09812} (919.65)$$

$$W_l = 9372.69 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \right]$$

➤ **Calcul de FOM**

$$\text{FOM} = \frac{\left(\frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{m}} \right)_{\text{idéal}}}{\left(\frac{\dot{W}_l}{\dot{m}_f} \right)_{\text{réel}}}$$

$$\text{FOM} = \frac{738.9}{9372.69}$$

$$\text{FOM} = 0.0788$$

➤ **Représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de l'air**

Tableau IV.7 : représentation des résultats de simulation de la liquéfaction de L'air.

AIR	Linde	Linde avec Pré-refroidissement	Claude	Claude Kapitza
Fraction de liquide « y » [%]	09.68	11.22	12.72	09.81
$\frac{\dot{W}_{net}}{\dot{m}}$ [KJ/Kg]	846.62	737.32	811.10	919.65
$\frac{\dot{W}_l}{\dot{m}_f}$ [KJ/Kg]	8746.09	6571.44	6376.60	9372.69
FOM	0.0844	0.1124	0.1158	0.0788

IV.7 Etude de l'influence de quelques paramètres sur la fraction de gaz liquéfiée et le travail net dépensé par kg de liquide produit - Cas des cycles de Linde et de Claude - :

IV.7.1 : Efficacité des échangeurs de chaleur :

La relation qui tient compte de cet aspect est donnée ci-après pour le cycle de Claude:

$$y = \frac{(h_1 - h_2) - (1 - E)(h_1 - h_g)}{(h_1 - h_1) - (1 - E)(h_1 - h_g)} + X \cdot \eta_{ad,t} \frac{h_3 - h_e}{(h_1 - h_1) - (1 - E)(h_1 - h_g)}$$

Pour le cycle de Linde, il suffit de mettre $X=0$

Donc
$$y = \frac{(h_1 - h_2) - (1 - E)(h_1 - h_g)}{(h_1 - h_1) - (1 - E)(h_1 - h_g)}$$

En utilisant les propriétés thermodynamiques obtenus en différents points des cycles en question et ce relativement aux substances étudiée, nous pouvons présenter dans le tableau ci-dessous, les résultats de calculs obtenu

Tableau IV.8 : Influence de l'efficacité sur la fraction de gaz liquéfiée et le travail consommé par Kg de gaz liquéfié. Pour le processus de Linde et de Claude

substance	Efficacité « E »	Processus de Linde		Processus de Claude	
		Fraction de gaz liquéfiée « y »	$\frac{W_{net}}{m_1}$ [KJ/kg]	Fraction de gaz liquéfiée « y »	$\frac{W_{net}}{m_1}$ [KJ/kg]
Air	0.6	-0.1441	-5885.5	-0.1189	-6526.6
	0.65	-0.1070	-7926.2	-0.0823	-9429.1
	0.7	-0.0723	-11730	-0.048	-16167
	0.75	-0.0397	-21363	-0.0158	-49115
	0.8	-0.0090	-94233	0.0145	53518
	0.85	0.0199	42618	0.0430	18047
	0.9	0.0472	17968	0.0699	11102
	0.95	0.0730	11618	0.0954	8134.4
Azote	0.6	-0.1535	-3857.8	-0.15	-5122.9
	0.65	-0.1155	-5127	-0.1121	-7657.7
	0.7	-0.0799	-7411.3	-0.0766	-11207
	0.75	-0.0465	-12735	-0.0433	-19825
	0.8	-0.0151	-39216	-0.0120	-71536
	0.85	0.0145	40839	0.0175	49053
	0.9	0.0424	13966	0.045	19076
	0.95	0.0687	8619.6	0.0716	11989
Oxygène	0.6	-0.0631	-9492.7	-0.0697	-9811.5
	0.65	-0.0334	-17934	-0.0398	-17182
	0.7	-0.0052	-151900	-0.0115	-59466
	0.75	0.0214	27990	0.0153	44697
	0.8	0.0466	12854	0.0407	16802
	0.85	0.0706	8484.3	0.0649	10537
	0.9	0.0934	6413.2	0.0878	7788.9
	0.95	0.1152	5199.6	0.1097	6233.9
Argon	0.6	-0.0382	-14824	-0.023	-25785
	0.65	-0.0132	-42901	0.0016	37067
	0.7	-0.0106	-53423	0.0251	23628
	0.75	0.0333	17006	0.0474	12512
	0.8	0.0550	10296	0.0688	8620.1
	0.85	0.0758	7470.8	0.0893	6641.3
	0.9	0.0956	5923.5	0.1088	5451.0
	0.95	0.1146	4941.4	0.1276	4647.9
	1	0.1329	4261	0.1455	4076.1

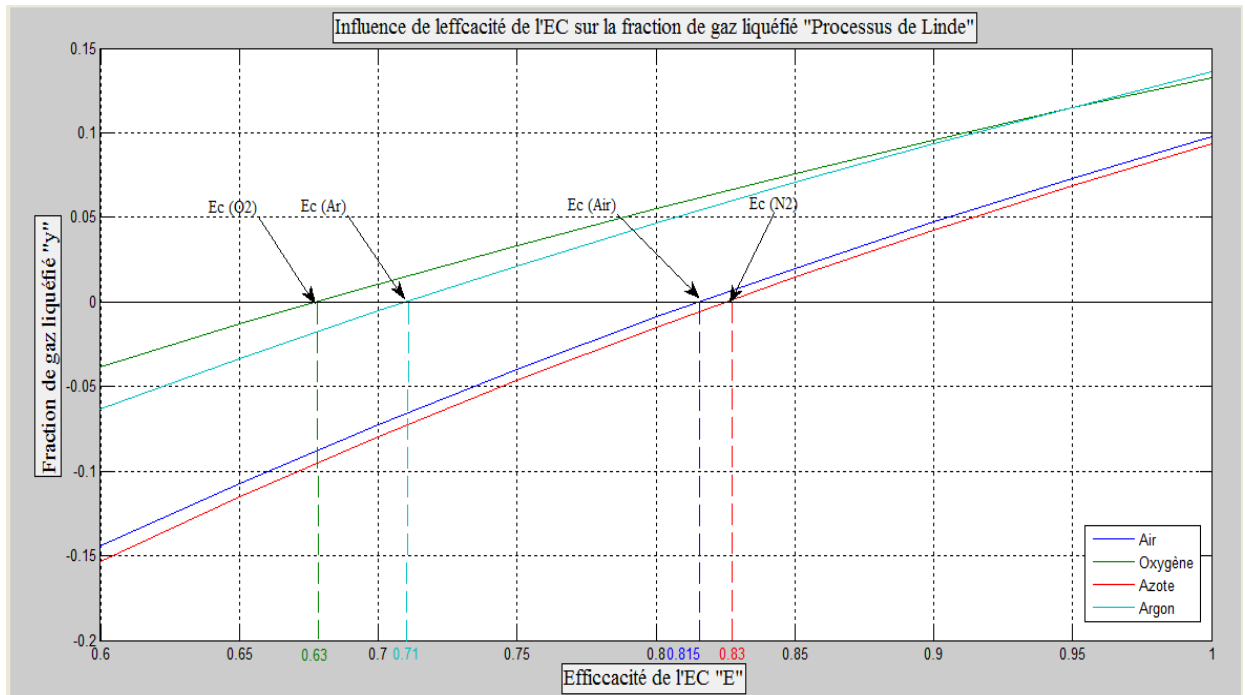


Figure IV.33 Influence de l'efficacité des EC sur la fraction de gaz liquéfiée
« Processus de Linde »

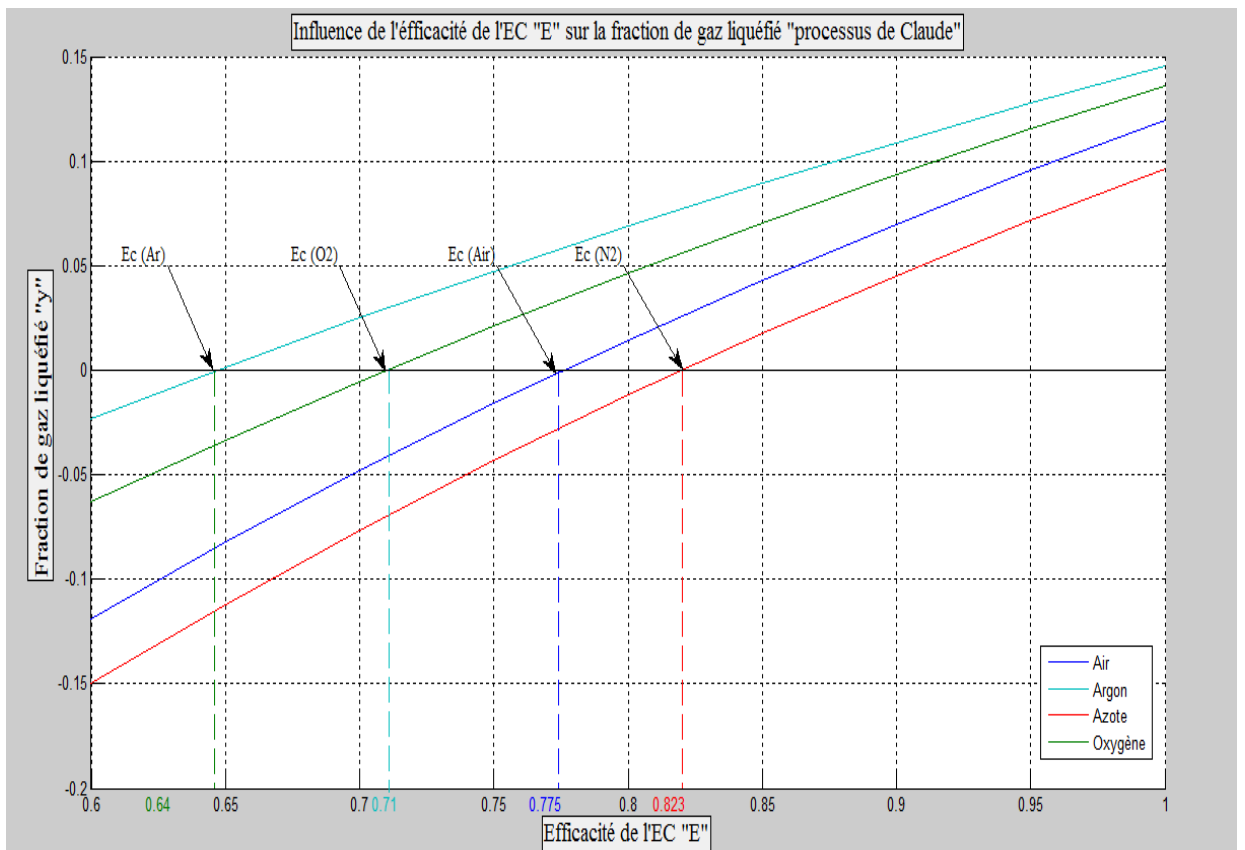


Figure IV.34 Influence de l'efficacité des EC sur la fraction de gaz liquéfiée
« processus de Claude »

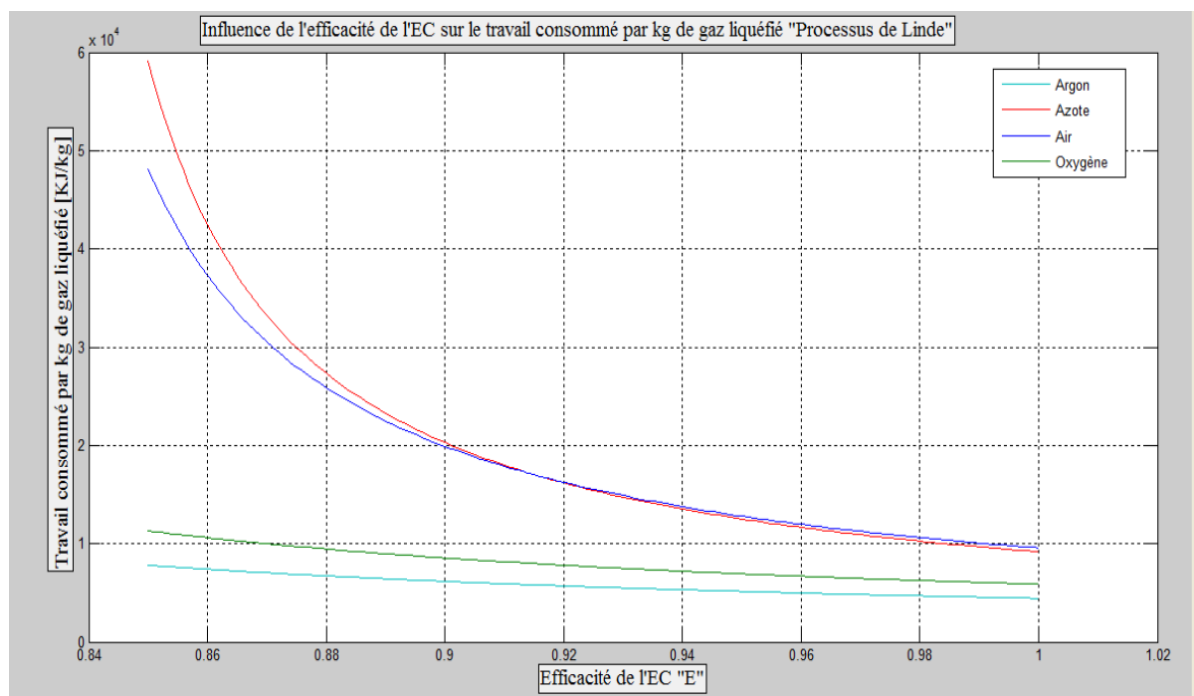


Figure IV.35 Influence de l'efficacité de l'EC sur le travail consommé par Kg de gaz liquéfié « processus de Linde »

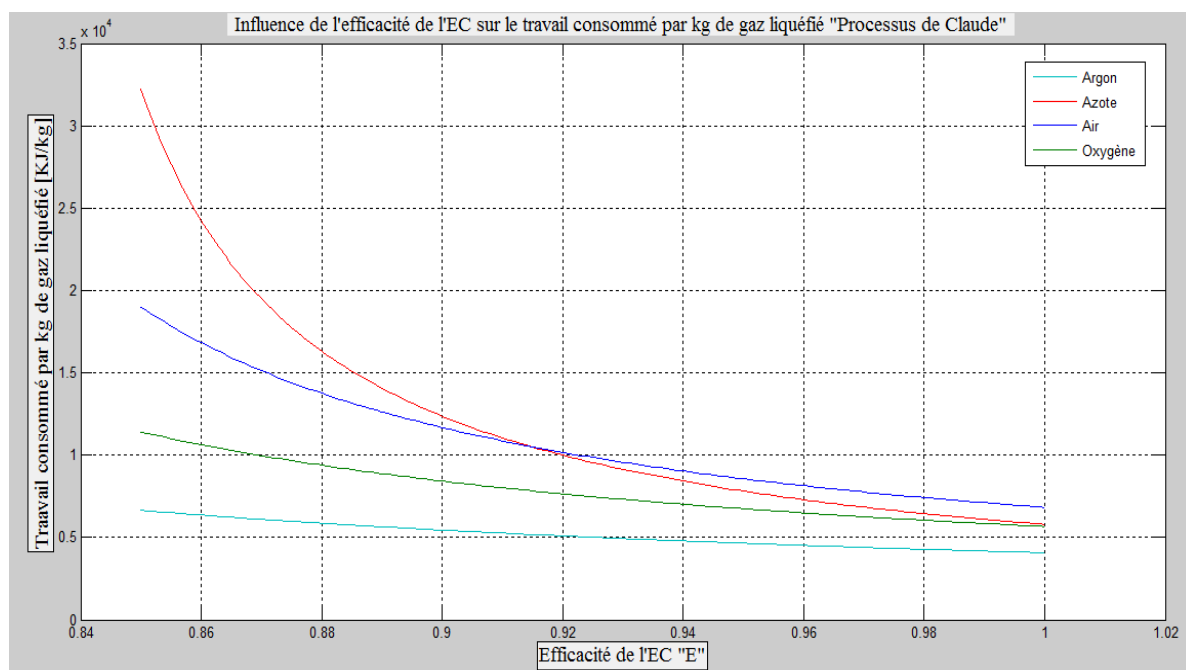


Figure IV.36. Influence de l'efficacité des EC sur le travail consommé par Kg de gaz liquéfié « processus de Claude » pour l'Air.

IV.7.2. Influence de l'isolation extérieure des EC sur la fraction de gaz liquéfiée « y » et le travail consommé par Kg de gaz liquéfié.

$$y = \frac{(h_1 - h_2) - (1 - E)(h_1 - h_g)}{(h_1 - h_f) - (1 - E)(h_1 - h_g)} + X \eta_{g,t} \frac{h_3 - h_e}{(h_1 - h_f) - (1 - E)(h_1 - h_g)} - \frac{\frac{\dot{Q}}{\dot{m}}}{(h_1 - h_f) - (1 - E)(h_1 - h_g)}$$

Pour le processus de Linde X=0

$$y = \frac{(h_1 - h_2) - (1 - E)(h_1 - h_g)}{(h_1 - h_f) - (1 - E)(h_1 - h_g)} - \frac{\frac{\dot{Q}}{\dot{m}}}{(h_1 - h_f) - (1 - E)(h_1 - h_g)}$$

Tableau IV.9 : Influence de l'isolation de l'EC sur la fraction de gaz liquéfiée et le travail consommé par Kg de gaz liquéfié. Pour le processus de Linde et de Claude

Gaz	$\frac{\dot{Q}}{\dot{m}}$ [KJ/kg]	Processus de Linde		Processus de Claude	
		Fraction de gaz liquéfiée « y »	$\frac{W_{net}}{\dot{m}_l}$ [KJ/kg]	Fraction de gaz liquéfiée « y »	$\frac{W_{net}}{\dot{m}_l}$ [KJ/kg]
Air	0	0.1195	2307.3	0.0968	2775.0
	2	0.1146	2406.0	0.0921	2917.0
	4	0.1097	2512.4	0.0874	3074.2
	6	0.1048	2630.9	0.827	3249.4
	8	0.0999	2760.0	0.0780	3445.6
	10	0.0950	2902.3	0.0733	3667.0
	15	0.0827	3334.0	0.0615	4372.0
	20	0.0705	3911.0	0.0497	5411.8
	25	0.0582	4737.5	0.0379	7099.0
	30	0.0460	5994.0	0.0262	10273
	35	0.0337	8181.7	0.0144	18696
40	0.0215	12824	0.0026	103580	
Azote	0	0.0971	2879.1	0.0937	2982.6
	2	0.0924	3025.5	0.0891	3136.6
	4	0.0877	3187.7	0.0844	3311.3
	6	0.0830	3368.2	0.0797	3506.7
	8	0.0783	3570.3	0.0750	3726.5
	10	0.0737	3793.2	0.0703	3975.7
	15	0.0620	4509.0	0.0586	4769.7
	20	0.0503	5557.8	0.0469	5959.9
	25	0.0386	7242.4	0.0353	7918.8
	30	0.0269	10393.0	0.0236	11845
	35	0.0152	18392.0	0.0119	23493
40	0.0035	79874.0	0.00016	1747300	

Oxygène	0	0.1305	1831.4	0.1359	1760.6
	2	0.1255	1904.4	0.1308	1829.2
	4	0.1204	1985.0	0.1258	1901.8
	6	0.1154	2071.0	0.1207	1982.1
	8	0.1104	2164.8	0.1157	2067.6
	10	0.1053	2269.7	0.1107	2160.9
	15	0.0927	2578.2	0.0981	2438.2
	20	0.0801	2983.7	0.0855	2797.2
	25	0.0675	3540.7	0.0729	3280.3
	30	0.0549	4353.3	0.0603	3965.3
	35	0.0424	5636.7	0.0477	5012.1
	40	0.0298	8020.0	0.0353	6772.0
Argon	0	0.1455	1264.5	0.1329	1442.7
	2	0.1382	1331.3	0.1255	1527.6
	4	0.1308	1406.6	0.1181	1623.2
	6	0.1234	1491.0	0.1108	1730.0
	8	0.1161	1584.7	0.1034	1853.7
	10	0.1087	1692.6	0.0960	1996.4
	15	0.0903	2037.5	0.0776	2469.2
	20	0.0719	2558.9	0.0592	3236.0
	25	0.0535	3439.0	0.0408	4694.4
	30	0.0351	5241.8	0.0224	8548.7
	35	0.0167	11017	0.0040	47863

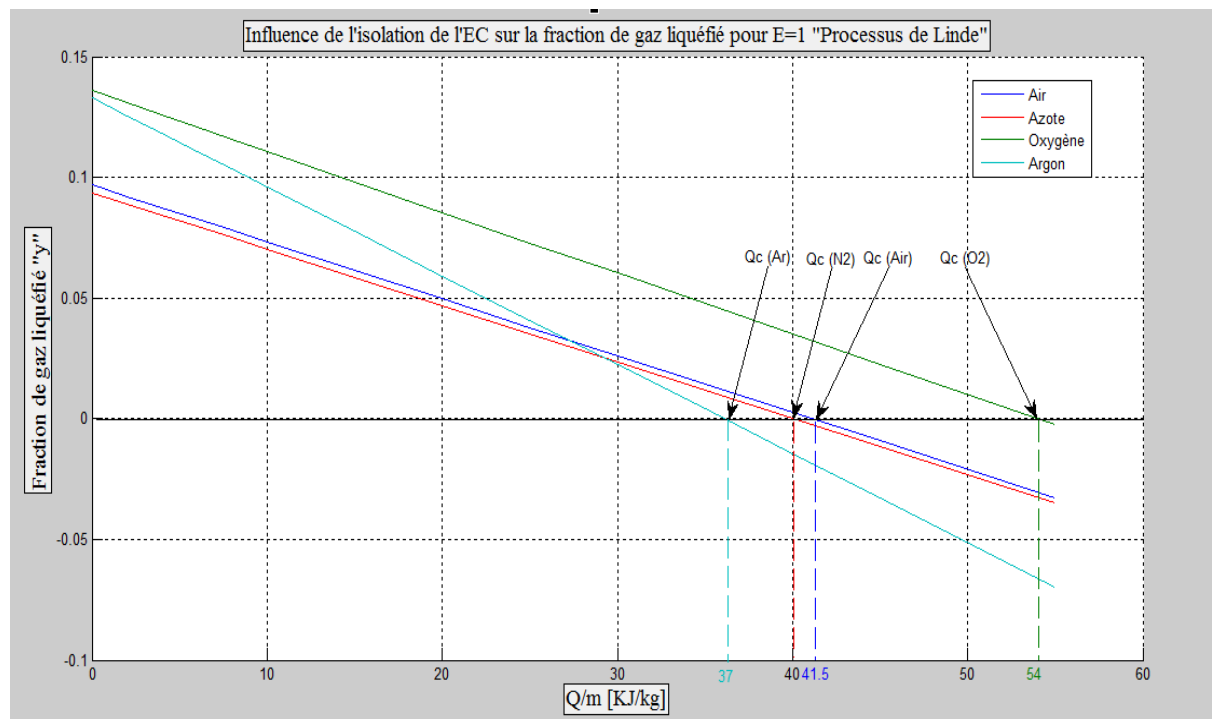


Figure IV.37 : Influence de l'isolation extérieure des EC sur la fraction de gaz liquéfié pour le processus de Linde

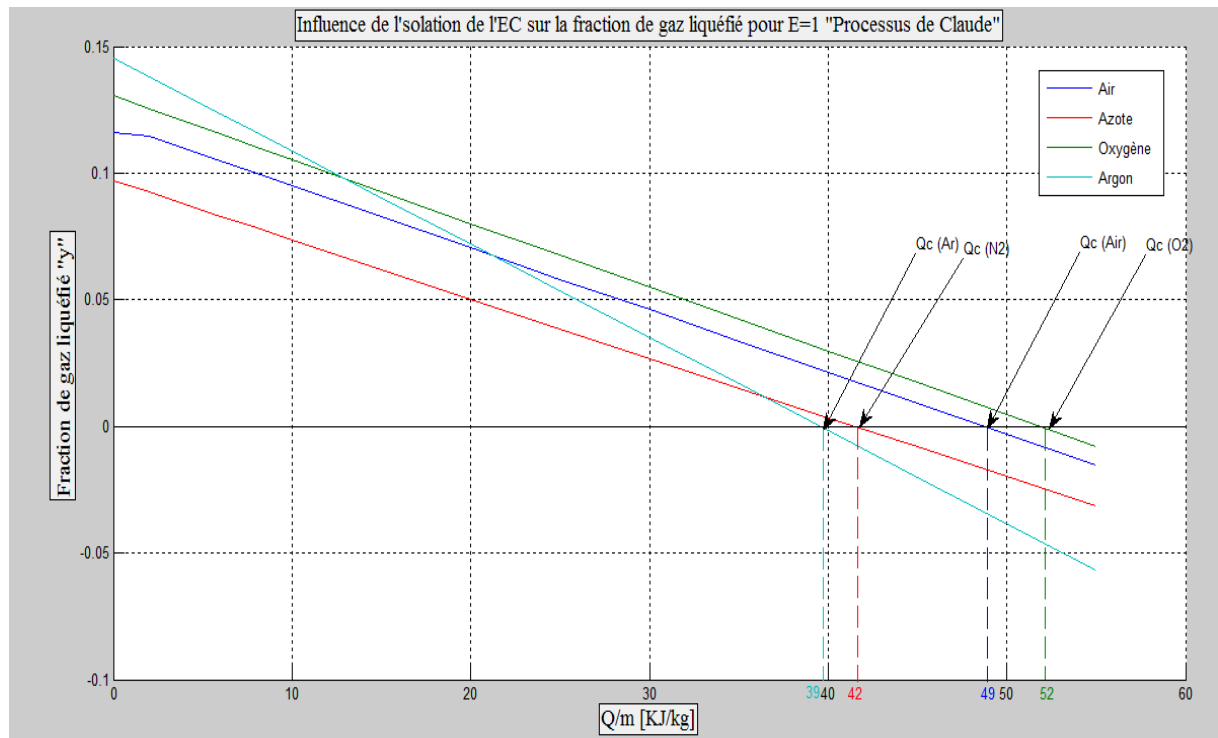


Figure IV.38. Influence de l'isolation extérieure des EC sur la fraction de gaz liquéfiée pour le processus de Claude

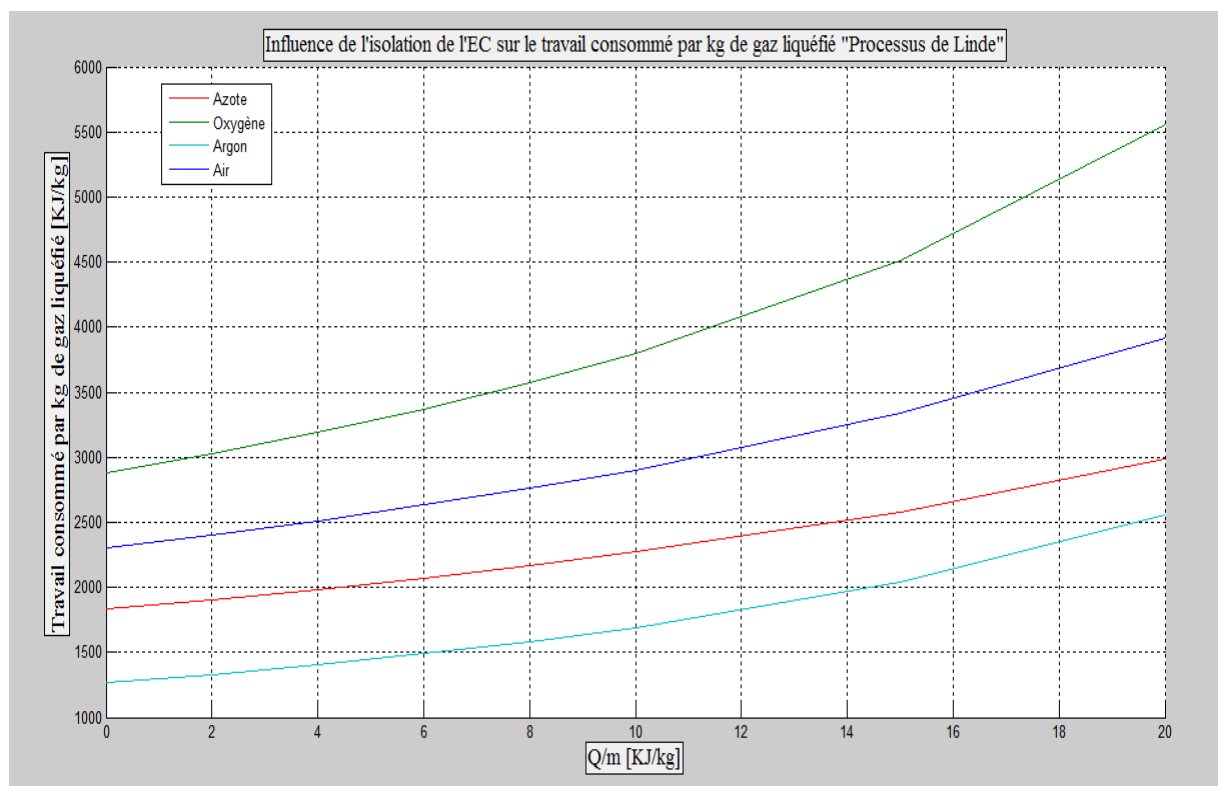


Figure IV.39. Influence l'isolation extérieure de l'EC sur le travail consommé par Kg de gaz liquéfié « processus de Linde »

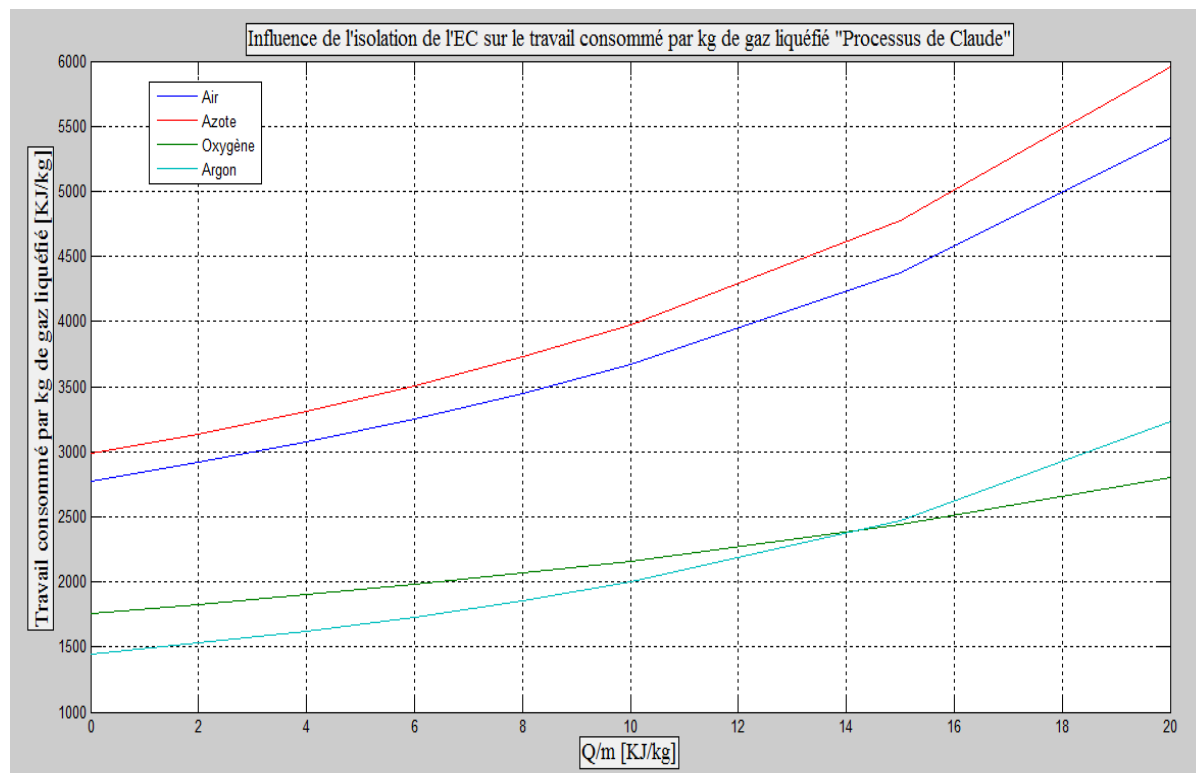


Figure IV.40. Influence l'isolation extérieure de l'EC sur le travail consommé par Kg de gaz liquéfié « processus de Claude »

IV.8. Présentation des résultats et interprétation

Le modèle de simulation développé ici et décrit dans le chapitre précédent a permis l'obtention d'une série de résultats exposés ci-dessus. On a choisi quatre procédés de liquéfaction cryogénique (Linde, Linde avec pré-ref., Claude et Kapitza) à simuler par le langage HYSYS et ce pour quatre substances à liquéfié (azote, oxygène, air et argon). Les résultats obtenus sont les suivants :

On constate d'après le **tableau IV-4** que le cycle le plus adéquat pour la liquéfaction de l'azote est celui de Linde avec pré-refroidissement. Il présente une fraction maximale de gaz liquéfié de 13.83% pour une consommation d'énergie minimale de 5552.07 KJ/kg de gaz liquéfié et ce par rapport aux autres cycles et des conditions extérieures.

De même, les tableaux (IV-5-6) représentent les résultats de simulation et de calcul des performances des cycles de liquéfaction respectivement pour l'oxygène et l'argon. On remarque que le procédés de Linde avec pré-refroidissement est le plus performant pour la liquéfaction des deux substances sus-citées étant donné qu'il présente les maxima de la fraction liquéfiée avec une consommation minimale d'énergie.

Par ailleurs, pour la liquéfaction de l'air le tableau IV-7 spécifie clairement que le cycle le plus performant pour les conditions thermodynamiques imposées est celui de Claude pour les mêmes raisons évoquées précédemment pour les autres substances.

IV.8.1 Interprétation des résultats relatifs à l'influence de l'efficacité de l'échangeur de chaleur et de l'isolation extérieure sur la fraction de gaz liquéfié et la consommation d'énergie par kg de liquide

IV.8.1.1 Cas de l'Efficacité de l'échangeur de chaleur :

Les résultats obtenus sont résumés dans les tableaux IV-8. La variation de la fraction de gaz liquéfié y en fonction de l'efficacité E de l'échangeur de chaleur est illustrée dans les figures (IV-33-34) respectivement pour les cycles de Linde et Claude.

On constate d'une manière claire que la dégradation de l'efficacité E entraîne une diminution presque linéaire de la fraction y et ce, pour toutes les substances considérées. On peut relever sur ces graphes relativement aux deux cycles considérés la valeur de l'efficacité critique E_c pour chaque substance qui correspond à y nul ; elle représente la limite pour laquelle on ne peut obtenir du liquide. Il est donc, très judicieux de connaître cette limite afin de la prendre en considération dans tout type d'installation similaire.

Par suite, les figures (IV-35-36) représentent les courbes de variation de la consommation d'énergie pour produire 1 kg de liquide en fonction de l'efficacité E relativement aux deux cycles Linde et Claude. Avec le même raisonnement, ces courbes font apparaître une consommation d'énergie presque exponentielle avec la diminution de l'efficacité des échangeurs de chaleur pour la liquéfaction de l'azote et l'air ; cette augmentation est moindre pour les deux autres substances (oxygène et argon). De plus, le pic de la consommation d'énergie est sans doute équivalent à la valeur limite de l'efficacité (ie) E_c pour laquelle $y=0$; dans ces conditions, on consommera le maximum d'énergie pour ne rien produire en aval.

IV.8.1.2 Cas de l'isolation thermique :

Les résultats obtenus sont recensés dans le tableau IV.9 pour les différentes substances considérées et relativement aux procédés de Linde et Claude.

L'influence de l'isolation extérieure sur la fraction de gaz liquéfié y est montrée sur les figures (IV.37-38). On constate une diminution linéaire de y quand la quantité de chaleur

massique augmente ; on fait apparaître également la limite en dessous de laquelle il n'y a plus de liquide produit par les procédés de liquéfaction ($y=0$). Cela nous renseigne sur l'importance de bien isoler les installations de liquéfaction des gaz cryogéniques.

Le même facteur agit négativement sur le surplus de consommation d'énergie ; ceci est illustré par les figures (IV.39-40). On voit une augmentation exponentielle du travail dépensé par kg de gaz liquéfié en fonction de la dégradation de l'isolation thermique pour relativement toutes les substances.

IV.9 Conclusion :

Pour l'investigation des différents cycles pour la liquéfaction de l'air, de l'oxygène, de l'Azote et de l'Argon plusieurs paramètres d'opération ont été considérés pour minimiser le travail absorbé et maximiser la quantité de gaz liquéfiée qui constitue l'objectif de notre travail.

Alors d'après les résultats qu'on a obtenu et les calculs qu'on a fait on conclut que pour maximiser la fraction de gaz liquéfiée et minimiser le travail absorbé il faut d'une part, maximiser l'efficacité des échangeurs de chaleur qui représente une limite pour toutes les substances simulées et les cycles de liquéfaction considérés ; Cette limite s'appelle efficacité critique en dessous de laquelle on ne peut produire du liquide. Et d'autre part, minimiser le flux de chaleur infiltré depuis l'environnement extérieur à cause du gradient de température important et ce, en mettant en place une bonne isolation extérieure des échangeurs de chaleur, des équipements, la tuyauterie et annexes en la faisant contrôler régulièrement.

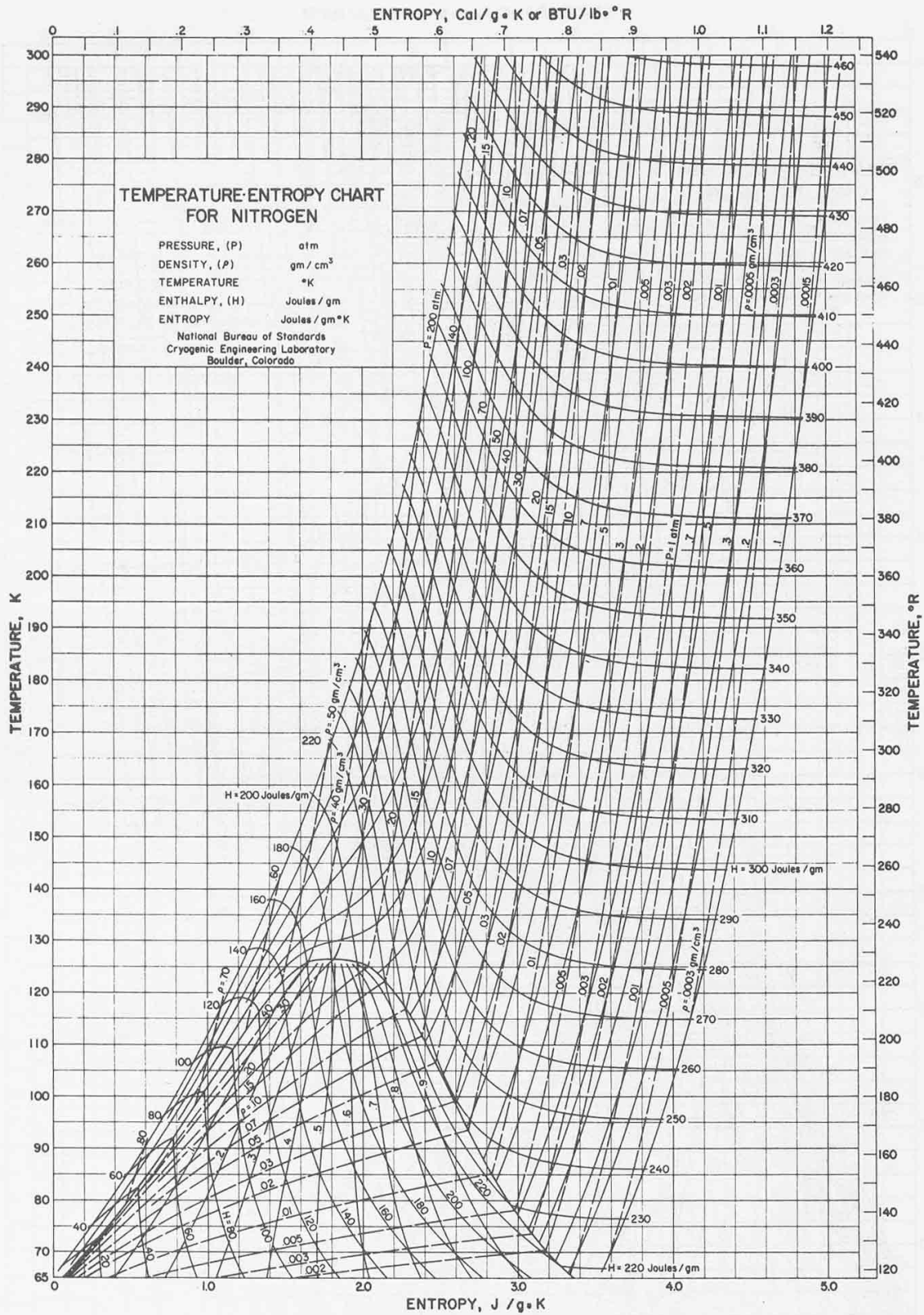
Conclusion générale

La liquéfaction d'un gaz est un procédé important dans l'industrie et principalement dans la production des gaz purs (distillation fractionnée) et pour l'emploi de ces gaz liquéfiés dans divers domaines tel que Bio- médicale, agro-alimentaire, industrie pétrolière et gazière, le développement spatial. Elle permet également le stockage et le transport des gaz en faible volume et faible coût.

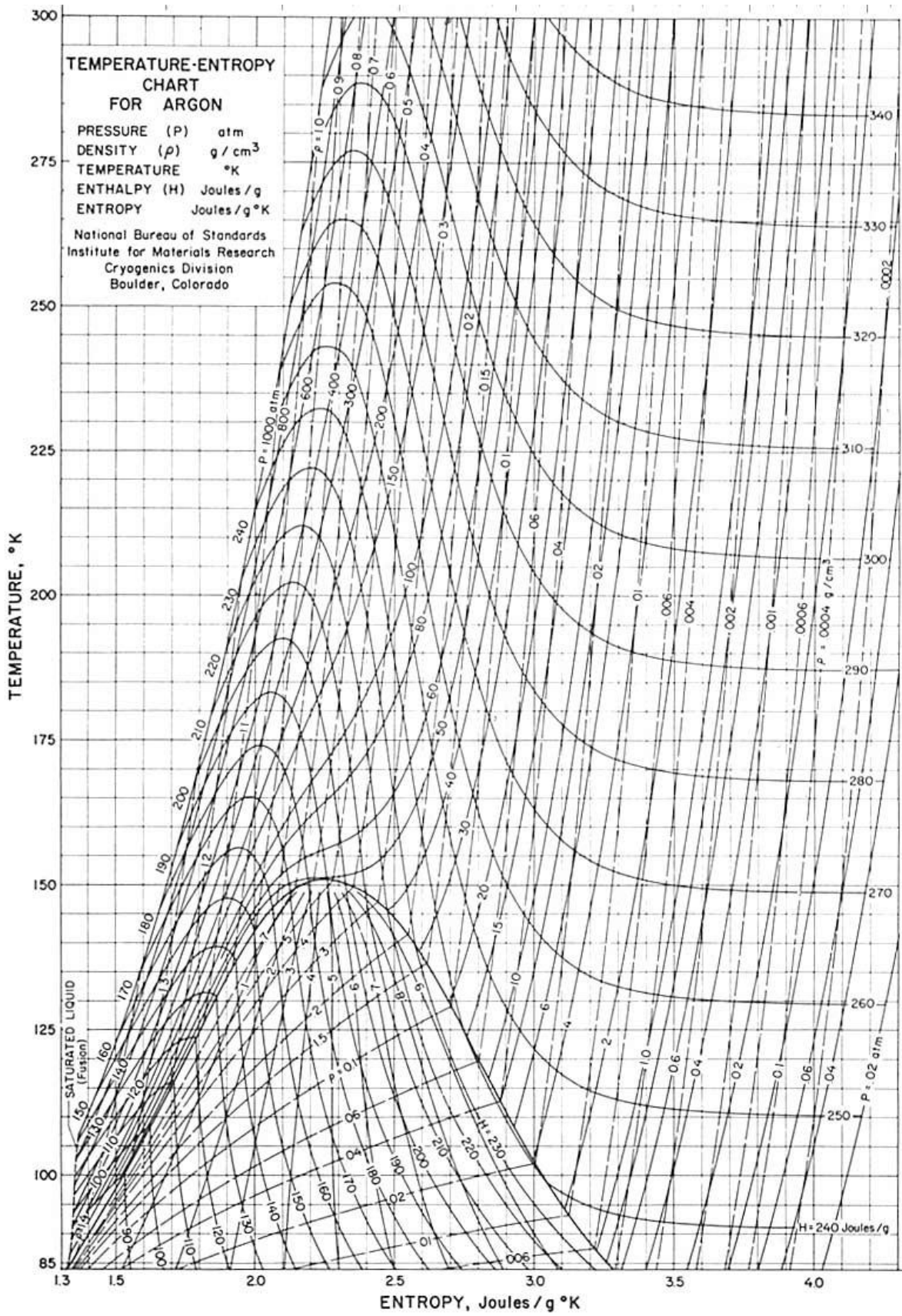
Dans notre travail, nous avons pu simuler via le logiciel Aspen-HYSYS plusieurs procédés de liquéfaction cryogéniques (Linde, Linde avec pré-ref., Claude et Kapitza) et pour différentes substances (azote, oxygène, air, argon). En effet, dans tous les systèmes de liquéfaction, on cherche à minimiser les énergies dépensées et augmenter la fraction de gaz liquéfié ; d'après notre étude, on a conclu qu'il y a plusieurs paramètres qui influent sur les performances d'un système de liquéfaction et parmi ces paramètres on citera, en particulier :

- l'efficacité des échangeurs de chaleur qui doit être suffisamment importante ou du moins, supérieure à la valeur critique en dessous de laquelle il n'y aura pas de liquide produit en sortie.
- l'isolation extérieure des échangeurs de chaleur et des installations cryogéniques qui doit être très efficace car la dégradation de cette dernière entraîne la diminution de la fraction de gaz liquéfié et l'augmentation conséquente de la consommation d'énergie.

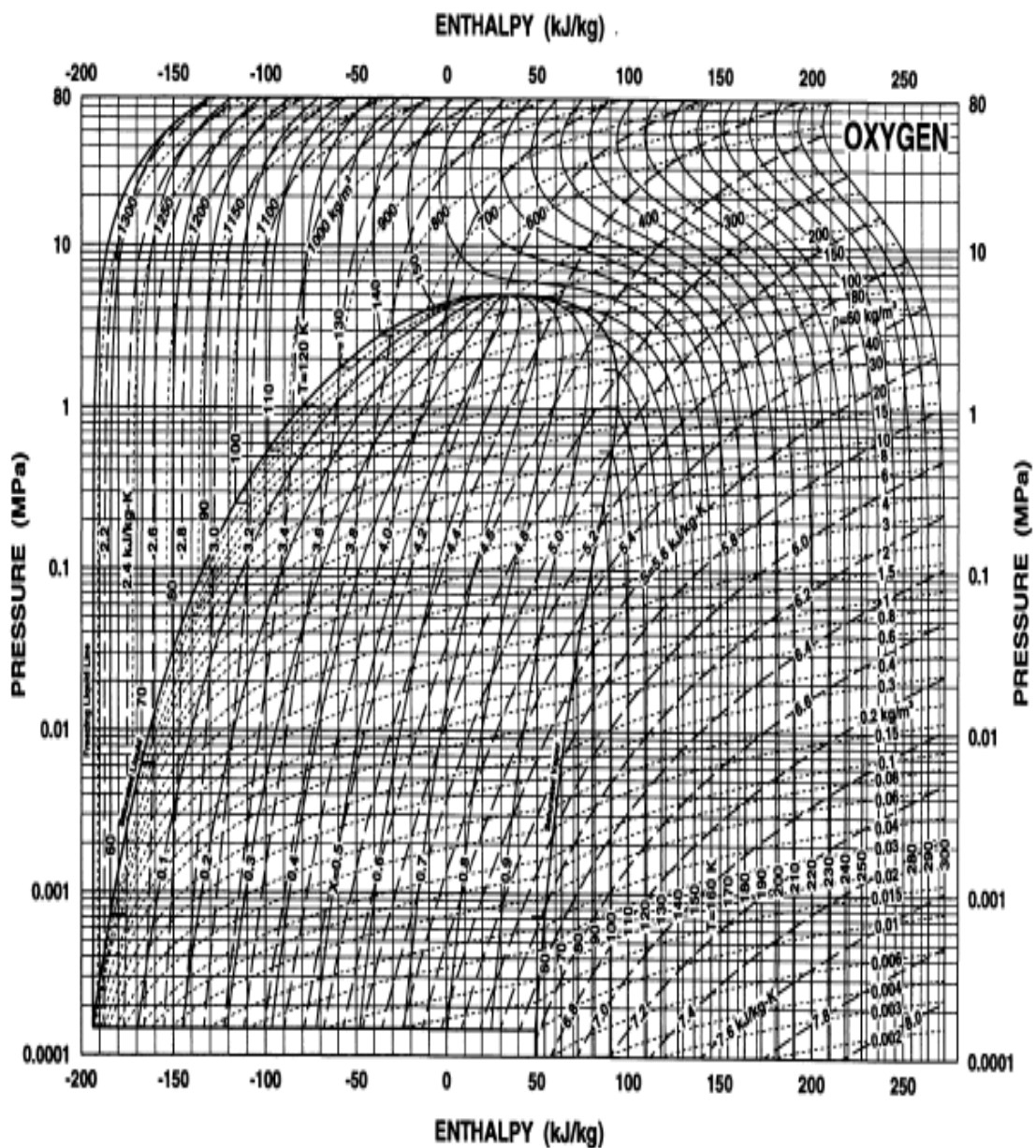
En fin, nous pouvons dire que nous avons eu l'occasion de traiter un domaine complexe et intéressant qui est la liquéfaction des gaz cryogéniques. Nous recommandons, aux futurs étudiants intéressés par ce domaine de se pencher sur la simulation des colonnes froides dans les usines de séparation des gaz de l'air.



Annexe 01 : Diagramme T-S de l'Azote

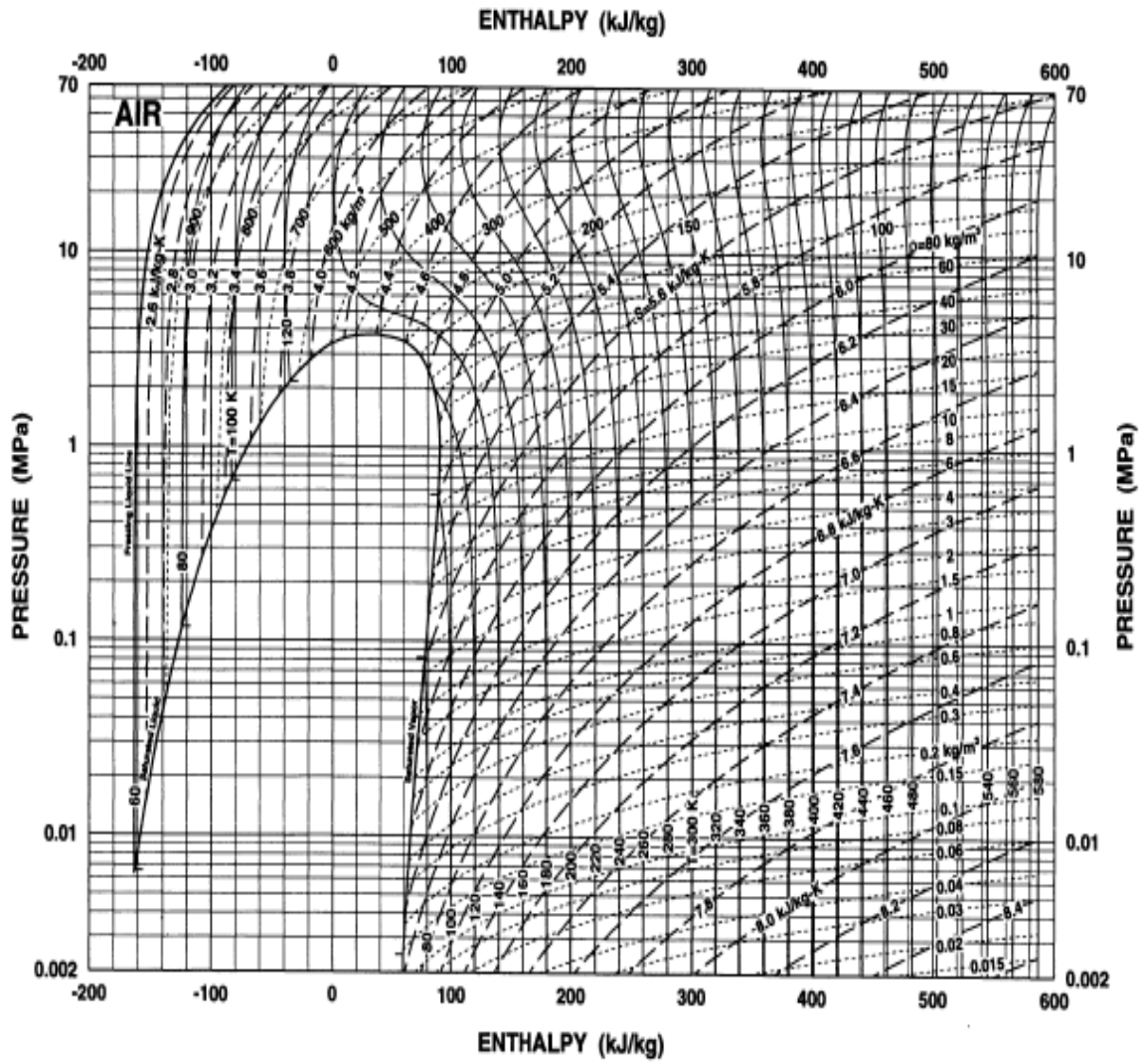


Annexe 02 : Diagramme T-S de l'Argon.



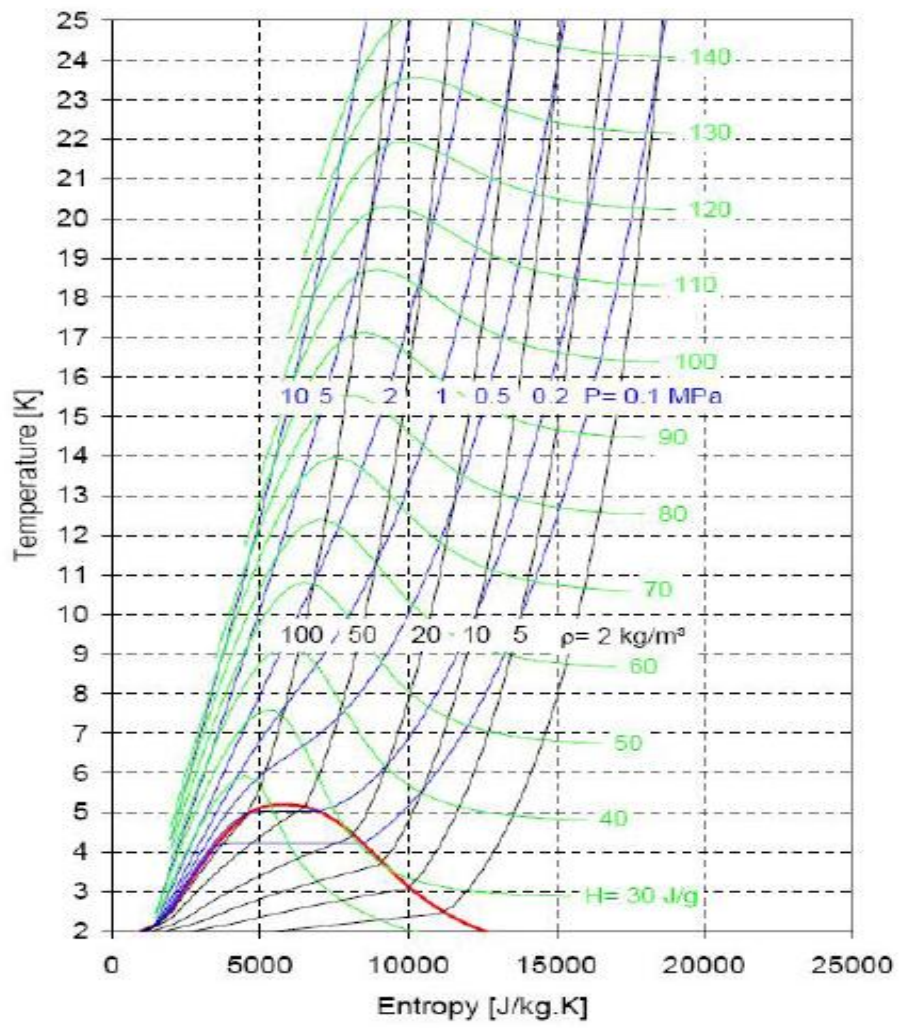
P-H diagram for oxygen ($P = 0.0001-80$ MPa)

Annexe 03 : Diagramme P-H de l'Oxygène.



P-H diagram for air ($P = 0.002-70$ MPa)

Annexe 04 : Diagramme P-H de l'Air



Annexe 05 : Diagramme T-S de l'Hélium.

Table 3.1. Ideal-work requirements for liquefaction of gases beginning at 300 K (80°F) and 101.3 kPa (14.7 psia)

Gas	Normal Boiling Point		Ideal Work of Liquefaction, $-\dot{W}_d/\dot{m}_f$	
	K	°R	kJ/kg	Btu/lb _m
Helium-3	3.19	5.74	8 178	3 516
Helium-4	4.21	7.58	6 819	2 931
Hydrogen, H ₂	20.27	36.5	12 019	5 167
Neon, Ne	27.09	48.8	1 335	574
Nitrogen, N ₂	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 ₂	90.18	162.3	635.6	273.3
Methane, CH ₄	111.7	201.1	1 091	469
Ethane, C ₂ H ₆	184.5	332.1	353.1	151.8
Propane, C ₃ H ₆	231.1	416.0	140.4	60.4
Ammonia, NH ₃	239.8	431.6	359.1	154.4

Annexe 06 : travail idéal pour la liquéfaction des différents gaz à 300 K et 1 bar

Bibliographies

- [1] : P. Lebrun. "Introduction to cryogenics" In CERN Accelerator School on vacuum in accelerators, Platja d'Aro, Espagne, 2006.
- [2] : CAILLETET, L,C.R. Acad. Sci PARIS ,85,1213 (1877).
- [3] : PICTET ,R, C.R. Acad. Sci PARIS ,85,1214 (1877).
- [4] : LLSZEWSKI,K, Phil,mag,39,188 (1895).
- [5] : DEWAR , j, Proc .Roy .Soc,63, 256 (1898).
- [6] : DEWAR , j,Collected papers of sir . J . DEWAR, Cambridge University Press (1927).
- [7] : KAMELLINGH-ONNES, H ;Proc .Acad.Sci .Amst,11 ,168 (1908).
- [8] : KAMELLINGH-ONNES, H ;Com,Phys.Lab.Univ.LEIDEN,119,120,122 (1911).
- [9] : LONDON, H ;Proc.Int.Conf.Low Temp.Physics,157 Oxford (1951).
- [10] : GIAUQUE,W.F,J Am.Chem.Soc ,49 (1927).
- [11] : MENDELSSOHN,K, The Quest For Absolue Zero,Mac,Graw Hill Book (1966).
- [12] : DAUNT,J. G ,Encyclopedia of phusics ,14 (1956).
- [13] : COLLINS,S, Encyclopedia of phusics ,14,112 (1956).
- [14] : CONTE .R .R éléments De Cryogénie .ed. MASSON .Paris (1970).
- [15] : 'Aperçu sur l'Histoire de la Production du Froid' -institut international du froid - Organisation intergouvernementale pour le développement du froid.
- [16] : R-G.Scurlock – A matter of degrees: a brief history of cryogenics – Cryogenics, Volume 30, Number 6, Juin 1990.
- [17] : Thermodynamique Classique Julien Bobroff, Magistère de Physique d'Orsay, 2008.
- [18] : Le froid et ses applications dans l'industriir du gaz – collection des techniques gazières association technique de l'industrie du gaz en France.
- [19] : DESMOND E Winterbone – Advanced thermodynamics for engineers , (1997).
- [20] : RANDALL F.BARRON- Cryogenic Systems – Oxford university press, New York,Clarendon press, Oxford (1985).
- [21] : EDESKUTY,F,J and K.D.WILLIAMSON- liquid cryogens, vols 1 and 2 , CRC PRESS.Boca Roton, Florida (1983).
- [22] : Benjamin Bradu, Industrial Process Modelling, CERN, 2009.
- [23] : S-W.Van Sciver – Helium Cryogenics – Plenum Press, 1986.
- [24] : Handbook of cryogenic engineering J.G. WEISEND II Taylor and Francis Cryogenic Engineering T. FLYNN Marcel Dekker MDI.

- [25] : Air séparation techniques course by Anders Lenneskog, Cryogenic plants. Version 8 June 2007.
- [26] : G.VAN.WYLEN- Thermodynamique Appliquée – édition de renouveau pédagogique (1981).
- [27] : Technique de l'ingénieur Séparation et liquéfaction des gaz par Pierre PETIT.
- [28] : Technique de l'ingénieur Cryogénie : mise en oeuvre des basses températures par Jean- Claude BOISSIN.
- [29] : Introduction to Cryogenic Engineering 5. -9.12.2005 G. Perinić, G. Vandoni, T. Niinikoski, CERN.
- [30] : N. REBAI « INSTITUT ALGERIEN DU PETROLE », Ecole de Boumerdès UFR : Gas, Refining and Petrochemistry. Initiation au simulateur HYSYS
- [31] : S.Prasad “Study Cryogenics Cycles with ASPEN - HYSYS simulation” N.I.T Rourkela 2009.