



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
People's Democratic Republic of Algeria
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministry of Higher Education and Scientific Research
جامعة محمد العيد الميخاض - مستغانم
Abdelhamid Ibn Badis University of Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculty of Sciences and Technology
قسم الهندسة الميكانيكية
Department of Mechanical Engineering



N° d'ordre : M...../GM/2020

MEMOIRE DE FIN D'ETUDE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie Mécanique

Spécialité : Energétique

Thème

**Etude des performances du procédé GNL
« Cascade de ConocoPhillips »**

Présenté par :

- ❖ **Mohamed Salah Eddine HARRAT.**
- ❖ **Hamza HATTOU.**

Soutenu le 30/06/2020 devant le jury composé de :

Président	Pr. Noureddine RETIEL	Université de Mostaganem UMAB
Examineur	Dr. Abdelkader GUERMAT	Université de Mostaganem UMAB
Encadreur	Dr. Abdelmadjid FLITTI	Université de Mostaganem UMAB
Encadreur	Dr. Sid'ahmed DAOUD	Institut Algérien du Pétrole d'Arzew

Année Universitaire : 2019 / 2020

RESUME

Le recours au transport maritime du gaz naturel liquéfié (GNL) est le choix incontournable dans les situations où la réalisation de gazoducs est impossible pour des raisons économiques ou techniques. La liquéfaction du GN permet de réduire son volume de plus de 600 fois. Ainsi, la liquéfaction du GN facilite non seulement son transport mais aussi son stockage dans les périodes de faibles demandes. Ce travail présente une étude thermodynamique du procédé de liquéfaction du gaz naturel à cascade utilisé aux unités de GL4Z (Ex-CAMEL) » à Arzew. Le procédé étudié, c'est celui du ConocoPhillips qui comporte trois cycles mis en cascade. Ces trois cycles sont les suivants : un cycle propane, un cycle éthylène et un cycle méthane. La détermination des performances de ce procédé se fait à l'aide d'un programme élaboré sous l'environnement du logiciel »Engineering Equation Solver « (EES).

Mots-clés : Gaz naturel, liquéfaction, Cascade, Coefficient de performance et rendement.

ABSTRACT

Recourse to maritime transport of liquefied natural gas (LNG) is the unavoidable choice in situations where the construction of gas pipelines is impossible for economic or technical reasons. The liquefaction of LNG makes it possible to reduce its volume by more than 600 times. Thus, the liquefaction of LNG facilitates not only its transport but also its storage in periods of low demand. This work presents a thermodynamic study of the cascade natural gas liquefaction process used at the GL4Z (Ex-CAMEL) units " in Arzew. The process studied is the ConocoPhillips process, which consists of three cascaded cycles. These three cycles are: a propane cycle, an ethylene cycle and a methane cycle. The performance of this process is determined using a programmer developed in the "Engineering Equation Solver" (EES) software environment.

Key words: Natural gas, liquefaction, Cascade, Coefficient of performance and efficiency.

ملخص

عند تعذر إنشاء خطوط أنابيب الغاز لأسباب اقتصادية أو تقنية يكون النقل البحري للغاز الطبيعي المسال هو الملاذ الذي لا مناص منه. ذلك أن إسالة الغاز تقلص من حجمه بـ 600 مرة تقريبا عن حالته الغازية. مما لا يسهل نقله فقط بل يسهل كذلك تخزينه خلال فترات الطلب المنخفض. يقدم هذا العمل دراسة ترموديناميكية لعملية تسهيل الغاز الطبيعي المتسلسلة المستخدمة في وحدات مصنع إسالة الغاز الطبيعي " جي أل 4 " الكائن بأرزيو. العملية المدروسة هي عملية كونكو فيليبس ، والتي تتكون من ثلاث دورات متسلسلة كالتالي: دورة البروبان ثم دورة الإيثيلين ثم دورة الميثان . لتبيان دلائل فعالية هذه العملية قمنا بكتابة برنامج ضمن بيئة برنامج حل المعادلات الهندسية "إي إي أس".

الكلمات المفتاحية: الغاز الطبيعي والإسالة والتتالي ومعامل الأداء والكفاءة.

Remerciements

*Nous adressons nos remerciements à notre Encadreur, Monsieur **FLITTI Abdelmadjid**, enseignant chercheur au département Génie Mécanique, Faculté des Sciences et de la Technologie, Université ABDELHAMID IBN BADIS de Mostaganem, pour son aide précieuse et ses conseils qui ont été bénéfiques dans la réalisation de ce mémoire.*

*Les travaux présentés ici n'auraient certainement pas été mené à terme sans la collaboration et l'amabilité du notre Co-encadreur Docteur **DAOUD Sid'Ahmed**, formateur à l'Institut Algérien de Pétrole d'Arzew (**IAP d'Arzew**). Ainsi, nous tenons à lui exprimer toute notre reconnaissance pour ses conseils avisés et son écoute qui ont été prépondérants pour la bonne réussite de ce travail.*

*Tout notre respect et nos remerciements vont vers les membres du jury qui vont pleinement consacrer leur temps et leur attention afin d'évaluer notre travail. Nous tenons à remercier vivement **Professeur Noureddine RETIEL** d'avoir accepté de présider le jury de ce mémoire. Nos remerciements vont, également, **au Docteur Abdelkader GUERMAT** d'avoir accepté d'examiner ce Mémoire.*

Nous désirons aussi remercier l'ensemble de l'équipe pédagogique du département du Génie Mécanique pour leur écoute et encadrement durant tous notre cursus.

Dédicaces

Nos chers parents sont le soleil qui éclaire nos routes et dissipe le brouillard. Dans ces petits mots, on sera reconnaissants et on sait que nos remerciements et nos dédicaces ne seront pas suffisants pour une petite goutte de ce que nos Parents ont donné.

On dédie ce travail

- *A ceux qui rendent fière,*
 - *A ceux qui restent avec nous, pour l'orientation vers la bonne décision,*
 - *A nos frères et nos sœurs,*
 - *A nos amoureux et leurs soutiens,*
 - *A nos proches.*
-

Sommaire

Liste des tableaux.....	III
Liste des figures	IV
Nomenclature.....	VI
Introduction	1
But et plan d'étude.....	2
Chapitre I. Procédé cascade optimisé de ConocoPhillips.....	3
I.1- Généralité sur les procédés de liquéfaction du gaz naturel (GNL)	3
I.2- Procédé cascade optimisé de ConocoPhillips	6
I.2.1- Historique du procédé cascade (réfrigérants purs)	6
I.2.2- Principe de fonctionnement du procédé cascade.....	7
I.2.3- Avantages et inconvénients du procédé cascade.....	10
I.3- Description du procédé cascade réalisé au complexe GL4Z (ex-CAMEL).....	11
Chapitre II. Méthodologie d'évaluation des performances du procédé cascade	14
II.1. Introduction.....	14
II.2. Présentation du logiciel EES (Engineering Equation Solver).....	15
II.3. Détermination des états thermodynamiques	16
II.3.1. Détermination des états thermodynamiques du circuit propane	17
II.3.1.a. Etats thermodynamiques pour une configuration mono-étage de réfrigération	17
II.3.1.b. Etats thermodynamiques pour une configuration bi-étages de réfrigération.....	19
II.3.1.C. Etats thermodynamiques pour une configuration trois étage de réfrigération	19
II.3.2. Détermination des états thermodynamiques de l'éthylène.....	20
II.3.2.a. Etats thermodynamiques pour une configuration mono-étage de réfrigération	20
II.3.2.b. Etats thermodynamiques pour une configuration à trois-étage de réfrigération	20
II.3.3. Détermination des états thermodynamiques du méthane	21
II.4. Évaluation des performances du procédé cascade pour le cas mono-étage	22
II.4.1. Détermination des débits des réfrigérants	23
II.4.1.a Détermination du débit de méthane.....	23
II.4.1.b Détermination du débit de l'éthylène	23
II.4.1.c Détermination du débit de propane	24
II.4.2. Détermination des puissances frigorifiques et de compression	24
II.4.3. Détermination du COP et du rendement	25
II.5. Évaluation des performances de la boucle propane bi-étages.....	25
II.5.1. Détermination du débit de la boucle propane bi-étages	26
II.5.2. Puissance de compression de la boucle propane bi-étages	27

Sommaire

II.5.3. Puissance frigorifique de la boucle propane bi-étages	28
II.5.4. COP et rendement de la boucle propane bi-étages.....	28
II.6. Détermination des performances de la boucle propane à trois-étages	28
II.6.1. Détermination du débit de la boucle propane à trois étages.....	29
II.6.2. Puissance de compression de la boucle propane à trois étages	30
II.6.3. Puissance frigorifique de la boucle propane à trois étages.....	31
II.6.4. COP et rendement de la boucle propane à trois étages	31
II.7. Détermination des performances de la boucle éthylène à trois-étages	32
Chapitre III. Etude des performances du procédé Cascade	35
III.1. Introduction	35
III.2. Validation du programme élaboré sous l'EES.....	36
III.3. Résultats des performances obtenus	37
III.3.1. Résultats pour le cas 1 : Cycles mono-étage.....	37
III.3.2. Résultats pour le cas 2 : boucle propane bi-étages et tri-étages.....	39
III.3.3. Résultats pour le cas 3 : boucle éthylène tri-étages	41
III.4. Interprétation de résultats des performances	42
III.4.1. Analyse des paramètres de fonctionnement des boucles mono-étage	42
III.4.2. Effet de la variation du nombre d'étages de réfrigération de la boucle propane	44
III.4.3. Effet de la variation du nombre d'étage de réfrigération de la boucle éthylène	47
Conclusion.....	49
Références	50
ANNEXE.....	51

Liste des tableaux

Tableau II.1	Paramètres thermodynamiques du réfrigérant propane.....	Page 18
Tableau III.1	Paramètres du gaz naturel à l'entrée de la boucle propane.....	Page 37
Tableau III.2	Résultats de validation du programme élaboré.....	Page 37
Tableau III.3	Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant propane de la boucle mono-étage relative à la figure II.7.c.	Page 38
Tableau III.4	Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant éthylène de la boucle mono-étage relative à la figure II.7.b.	Page 38
Tableau III.5	Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant méthane de la boucle mono-étage relative à la figure II.7.a.	Page 39
Tableau III.6	Résultats des performances du procédé cascade (mono-étage).....	Page 39
Tableau III.7	Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant propane de la boucle bi-étage relative à la figure II.12.	Page 40
Tableau III.8	Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant propane de la boucle tri-étage relative à la figure II.16.....	Page 41
Tableau III.9	Résultats des performances de la boucle propane bi-étages et tri-étages.....	Page 41
Tableau III.10	Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant éthylène de la boucle tri-étage relative à la figure II.21.....	Page 42
Tableau III.11	Résultats des performances de la boucle éthylène tri-étages.	Page 43
Tableau III.12	Résultats des performances de la boucle propane mono-étage après changement du nombre d'étage éthylène de cas mono-étage au cas tris-étage.....	Page 43

Liste des figures

Fig. I.1- Composition du gaz naturel et du GNL	3
Fig. I.2- Chaîne de production de GNL.....	4
Fig. I.3- Chemin thermodynamique de liquéfaction de gaz naturel.....	5
Fig. I.4- Schéma de fonctionnement simplifier du procédé cascade.....	7
Fig. I.5 Procédé cascade avec 3 étages de détentes pour chaque cycle.	8
Fig. I.6 Diagramme P-h qualitative pour chaque cycle de réfrigération du procédé cascade.....	9
Fig. I.7- Profile Température-Quantité de chaleur (T-Q) du procédé cascade.....	9
Fig.I.8 : Fonctionnement de la boucle méthane avec économiseurs.....	10
Fig.I.9-Procédé cascade utilisé dans le complexe GL4Z (Ex-CAMEL)	13
Fig.II.1 : Fenêtre de saisie d'équations du logiciel EES.....	15
Fig. II.2. Processus de condensation en cascade.....	16
Fig. II.3. Boucle propane mono-étage.....	17
Fig. II.4. Boucle propane bi-étages.	19
Fig.II.5. Boucle éthylène mono-étage.	20
Fig. II.6. Boucle méthane mono-étage.	21
Fig. II.7. Schéma du procédé cascade avec une configuration mono-étage de réfrigération pour chaque boucle.....	22
Fig.II.8. Bilan énergétique au niveau de l'EDC 11.....	23
Fig.II.9. Bilan énergétique au niveau de l'EDC 12.....	23
Fig.II.10. Bilan énergétique au niveau de l'EDC 13.....	24
Fig.II.11. Bilan énergétique au niveau du compresseur propane.....	24
Fig.II.12.Schéma de la boucle propane bi-étages de réfrigération.....	26
Fig.II.13. Bilan EDC 21.....	27
Fig.II.14. Bilan EDC 22.....	27
Fig.II.15. Bilan de compression bi-étages.....	28
Fig.II.16. Schéma de la boucle propane à trois étages de réfrigération.....	29
Fig.II.17. Bilan EDC 31.....	30
Fig.II.18. Bilan EDC 32.....	30
Fig.II.19. Bilan EDC 33.....	30
Fig.II.20. Bilan de compression à trois étages.....	31
Fig.II.21. Schéma de la boucle éthylène à trois étages de réfrigération.....	33
Fig.III.1. Paramètres de fonctionnement des boucles mono-étage.....	43
Fig.III.2. Evolution du débit et de la puissance de compression avec l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération de la boucle propane.....	45
Fig.III.3- Titre vapeur lors de la détente des cycles mono-étage et à 02 étages et de réfrigération.	46

Liste des figures

Fig.III.4- Travail de compression pour les cycles mono-étage et à 02 étages et de réfrigération.	47
Fig.III.5. Evolution du COP et du rendement avec l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération de la boucle propane.....	47
Fig.III.6. Evolution des performances des boucles propane et éthylène avec l'augmentation du nombre d'étage de la boucle éthylène.	48

Nomenclature

BP	: Basse Pression
C1	: Méthane
C2	: Ethylène
C3	: Propane
COP	: Coefficient de performance.
EDC	: Echangeur de chaleur
EES	: Engineering Equation Solver
GN	: Gaz Naturel
GNL	: Gaz Naturel Liquéfié
<i>h</i>	: Enthalpie
HP	: Haute pression
<i>m</i>	: Débit massique
MP	: Moyenne Pression
P	: Pression
S	: Entropie
T	: Température
η	: Rendement.
ΔT	: Ecart de température

Introduction

La première chaîne commerciale de GNL a démarré en 1964 avec la mise en service de la première usine de liquéfaction, la CAMEL, à Arzew en Algérie, et ce pour alimenter le terminal de CANVEY ISLAND en Grande Bretagne. Le choix de la réalisation d'une chaîne de GNL s'est imposé quand la réalisation de gazoducs devenait trop coûteuse en raison de la distance ou des conditions techniques trop difficiles. L'option GNL devient concurrentielle par rapport au gazoduc pour le transport à longue distance, en particulier ceux traversant des mers profondes. Aujourd'hui, le commerce international du GNL reste l'un des segments les plus dynamiques de la chaîne du gaz naturel au monde.

Différents types d'usines de liquéfaction de gaz naturel ont été développés dans le monde pour répondre à la demande croissante de GNL. La sélection de la technologie GNL implique des paramètres tels que l'équipement (par exemple, les compresseurs, les turbines, les échangeurs de chaleur, etc.) et les définitions de processus (par exemple, les niveaux de pression, la plage de températures, le type de réfrigérant, etc.).

Cependant, les technologies GNL sont coûteuses, car elles nécessitent une grande quantité d'énergie pour les processus de compression et de réfrigération. Par conséquent, des développements sont nécessaires pour réduire les coûts et améliorer l'efficacité des procédés de liquéfaction de gaz existants.

La sélection de la conception du processus pour le GNL est une optimisation entre les éléments de sélection et de composition du réfrigérant, la conception de l'échangeur de chaleur et la zone de transfert de chaleur. De plus, la consommation d'énergie du réfrigérant doit être adaptée à la capacité du compresseur. Cependant, de nos jours, les propriétaires d'usine ont toujours préféré des installations robustes et fiables plutôt que des processus très efficaces avec des contraintes d'exploitation plus strictes.

But et plan d'étude

L'objectif recherché à travers cette étude est d'évaluer et analyser les performances du procédé cascade de ConocoPhillips. Ces performances sur les quels est centrée cette étude sont le débit propane nécessaire, la puissance de compression requise, le coefficient de performance COP et le rendement du cycle.

Pour atteindre ces objectifs, nous avons structuré notre étude comme suit :

- Nous présentons dans le 1er chapitre une description du procédé de liquéfaction à cascade de Conoco-Phillips en se référant au procédé cascade utilisé dans la première usine de GNL dans le monde « GL4Z (Ex-CAMEL) » dans la zone industriel d'Arzew en Algérie.
- Dans le 2ème chapitre, nous présentons les méthodes adoptées pour déterminer les états thermodynamiques des réfrigérants lorsqu'ils évoluent dans le cycle de réfrigération et les méthodes d'évaluation des performances de ces boucles par des bilans énergétiques. Trois configurations du procédé cascade seront considérées où le nombre d'étage de réfrigération sera varié.
- Dans le 3ème chapitre, nous présentons les résultats de calculs des débits, puissance de compression et rendement. Ces résultats, obtenus à l'aide d'un programme élaboré sous l'ESS (Engineering Equation Solver), seront représentés graphiquement et discutés.
- Enfin, nous conclurons notre travail en présentant un synthèse des principaux résultats de cette étude.

Chapitre I. Procédé cascade optimisé de ConocoPhillips

I.1- Généralité sur les procédés de liquéfaction du gaz naturel (GNL)

Le GNL est, principalement, constitué de méthane allant de 87% à 99% en moles (voir figure I.1). Son point d'ébullition varie avec sa composition, mais généralement à la pression atmosphérique il est de -161°C . Sous l'état liquide, il occupe environ 600 fois moins de volume qu'à l'état gaz tout en gardant son pouvoir calorifique. Le GNL est également non-inflammable à l'état liquide.

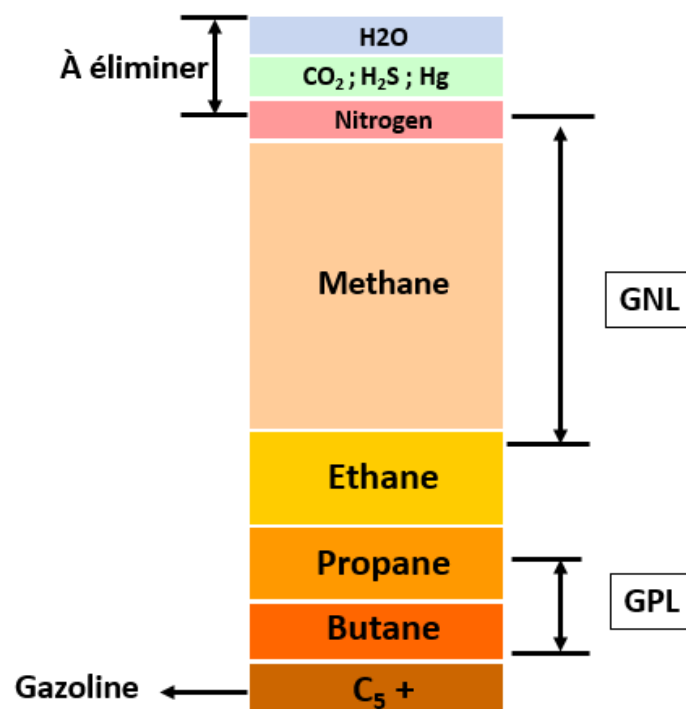


Fig. I.1-Composition du gaz naturel et du GNL

Dans les complexes de liquéfaction du gaz naturel (GNL), le gaz naturel doit subir une série de

traitement avant sa liquéfaction (Voir figure I.1 et 2). Ce traitement consiste à éliminer le dioxyde de carbone (CO_2) et l'eau car ses éléments peuvent se solidifier dans les sections basses températures. Le traitement comporte également une section de démercurisation pour éliminer toute trace de mercure (Hg), élément toxique qui peut corroder les alliages en aluminium utilisés dans les échangeurs. A ce stade, le gaz naturel comporte encours des éléments indésirables tel que : les hydrocarbures lourd (C_2+) pouvant se solidifier à basse température et l'azote qui réduit le pouvoir calorifique du gaz. Pour ce qui est des hydrocarbures lourds, le gaz passe par une section de séparation, appelée fractionnement, constituée d'une série de colonnes de distillation et a pour objectif de séparer les hydrocarbures lourds du gaz léger. Les éléments lourds seront par la suite fractionnés en produits purs : l'éthane, propane, butane et Gazoline pour être vendue ou utilisé par le complexe comme carburant ou appoint en réfrigérant dans les boucles de refroidissement. Quant à l'azote, sa teneur dans le gaz est réduite uniquement après liquéfaction et détente final du gaz, plus exactement dans un ballon séparateur « end-flash » qui sépare la partie liquide GNL du gaz vapeur.

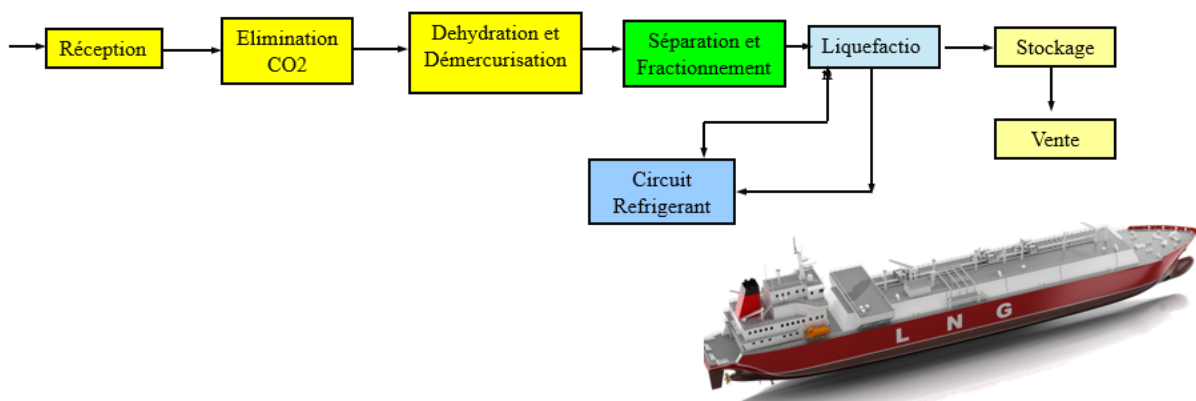


Fig. I.2-Chaine de production de GNL

Dans la section liquéfaction, pour produire du GNL, le gaz va suivre le chemin thermodynamique représenté sur la figure I.3. Le gaz naturel doit être refroidi et liquéfié sous haute pression à -155°C puis détendu à une pression proche de la pression atmosphérique pour atteindre les -160°C puis être stocké.

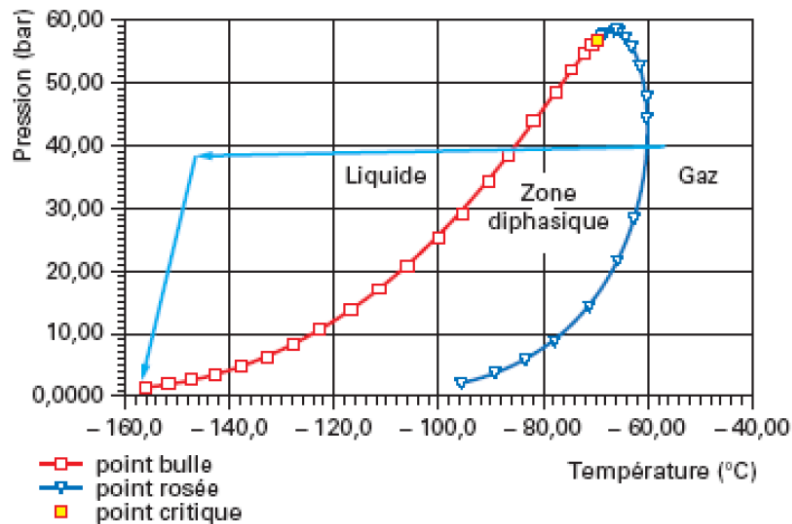


Fig. I.3- Chemin thermodynamique de liquéfaction de gaz naturel

Tant de procédés et technologies différentes peuvent produire ces basses températures nécessaires à la production du GNL. Chaque procédé est un agencement unique d'équipement et de choix de réfrigérant, et leurs noms laissent à peine entrevoir leurs différences :

- Air Products AP-X® processtechnology
- Air Products C3-MR™ processtechnology
- ConocoPhillipsOptimized Cascade® Process
- Shell GSI DMR liquéfaction process
- Statoil-Linde MFC® (mixed fluid cascade) process
- Black & Veatch PRICO® SMR technology

Cependant, ils sont tous basés sur le même processus cyclique, et ont trois éléments en communs :

- Échangeurs de chaleur,
- Compresseurs
- Et réfrigérants

Les concepteurs et propriétaires de ces procédés savent que chaque utilisateur est confronté à des conditions de site différentes. Et les utilisateurs ont des compositions de gaz naturel d'alimentation différentes et leur propre exigence de production. Les propriétaires de ces procédés proposent donc une configuration personnalisée basée sur les besoins de l'utilisateur.

Les différents procédés de liquéfaction du gaz naturel peuvent être classés suivant :

- Le nombre de cycles en cascade mis en œuvre : 1, 2 ou 3 ;
- La nature des fluides réfrigérants : corps purs (propane, éthylène, méthane, azote) ou mélanges réfrigérants "MCR" (mélange d'hydrocarbures : méthane, éthane, propane...et éventuellement d'azote) ;
- Le type d'échangeurs utilisés : échangeurs bobinés (SWHE : SpooledWoundHeatExchanger) ou échangeurs à plaques (PFHE : Plate Fin HeatExchanger) ;

I.2- Procédé cascade optimisé de ConocoPhillips

I.2.1- Historique du procédé cascade (réfrigérants pures)

Le procédé cascade classique utilise plusieurs cycles (Boucles) de réfrigération au cours desquels des réfrigérants purs se vaporisent à des températures différentes mais constantes, afin de refroidir et liquéfier le gaz naturel et produire ainsi du GNL. Dans ces boucles de réfrigération, le réfrigérant détendu de la première boucle est utilisé pour condenser le réfrigérant comprimé dans la boucle suivante. Chaque étape successive utilise un réfrigérant plus léger et plus volatil qui, une fois détendu, fournit un niveau de réfrigération plus élevé et atteint une température plus basse.

Historiquement, le procédé cascade est celui mis en œuvre pour la construction de la première grande usine de liquéfaction à Arzew, en Algérie. Trois unités de $0,5 \times 10^9$ Nm³/an (0,4 MTPA) de la CAMEL (Compagnie algérienne de méthane liquéfié) ont été mises en service en 1963. Le procédé original a été développé par la Phillips PetroleumCompany dans les années 1960. L'objectif de ce développement était de concevoir un cycle de réfrigération pour la liquéfaction du gaz naturel, qui permettrait des démarrages faciles et des opérations en douceur pour une large gamme de volume et de compositions d'alimentation en gaz. De nos jours, cet ancien procédé est revenu en faveur récemment et il est utilisé dans les trains de production de à Trinidad, en Egypte et en Australie.

I.2.2- Principe de fonctionnement du procédé cascade

La figure I.4 présente un schéma simplifié du processus de liquéfaction en cascade optimisé de Phillips typique. Le procédé met en œuvre trois cycles à corps purs (propane, éthylène et méthane) imbriqués en cascade :

- En pratique, le propane, comprimé jusqu'à 13 bar dans le premier cycle, est condensé par l'eau de refroidissement (l'eau de mer). La vaporisation du propane à -40°C , sous une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique de manière à éviter tout risque d'entrée d'air, permet de refroidir le gaz naturel et aussi de condenser l'Éthylène, comprimé à 21 bar dans le second cycle.
- De même, la vaporisation de l'Éthylène à -100°C permet de liquéfier le gaz naturel sous pression et de condenser le méthane comprimé à 39 bar dans le troisième cycle.
- Le dernier, cycle méthane sous- refroidit le gaz naturel autour de -155°C avant son envoi au stockage après le flash final autour de -160°C .
- Généralement, lors de la détente, le flash produit environ 95% de GNL (phase liquide), qui est envoyé dans des réservoirs de stockage, et 5% de gaz combustible (phase vapeur) qui peut être utilisé comme combustible dans une usine de liquéfaction.

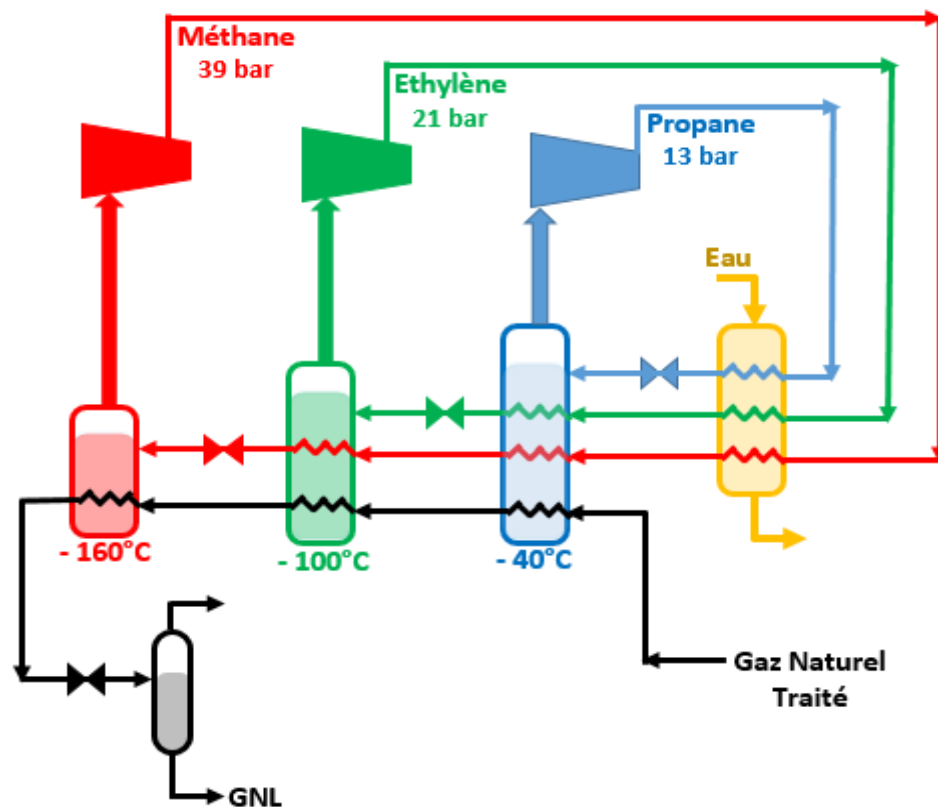
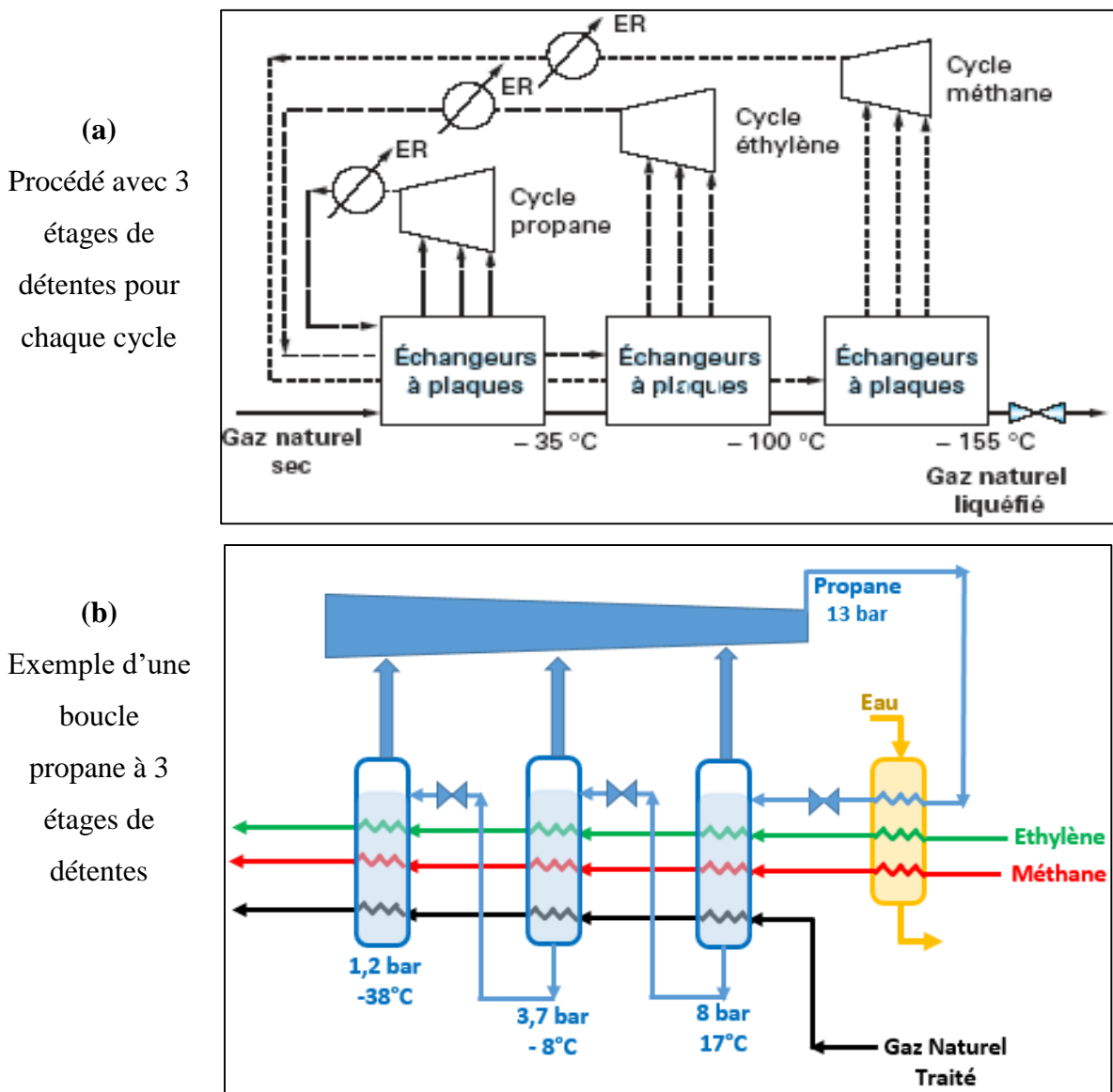


Fig. I.4-Schéma de fonctionnement simplifier du procédé cascade

Cette description est simplifiée : en réalité, pour réduire la puissance requise par les compresseurs, il est nécessaire d'utiliser, pour chaque cycle, plusieurs pressions de vaporisation (trois ou quatre étages de détente) tel qu'illustré sur les figures (I.5 et I.6). En effet, nous pouvons voir sur le profil T-Q de la cascade, illustré à la figure I.7, que le profile en forme d'escalier des températures d'évaporation (réchauffement) des réfrigérants purs et plus proche de la courbe de refroidissement du gaz naturel, et ce pour apporter le froid au plus près de sa température d'utilisation et minimiser ainsi les irréversibilités thermiques.



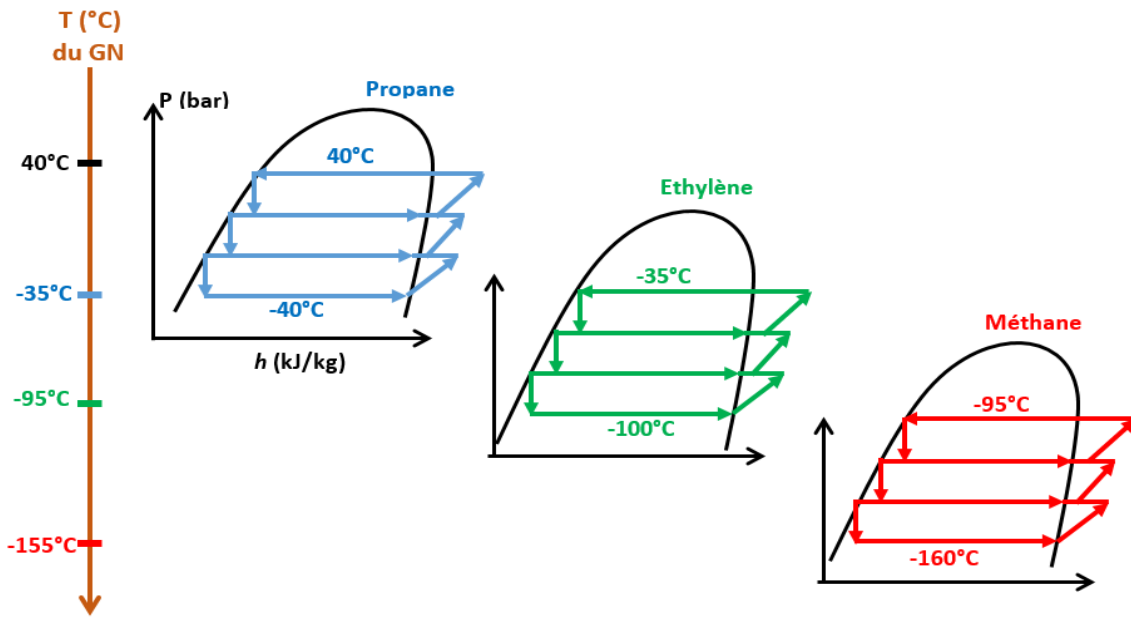


Fig. I.6 - Diagramme P-h qualitatif pour chaque cycle de réfrigération du procédé cascade.

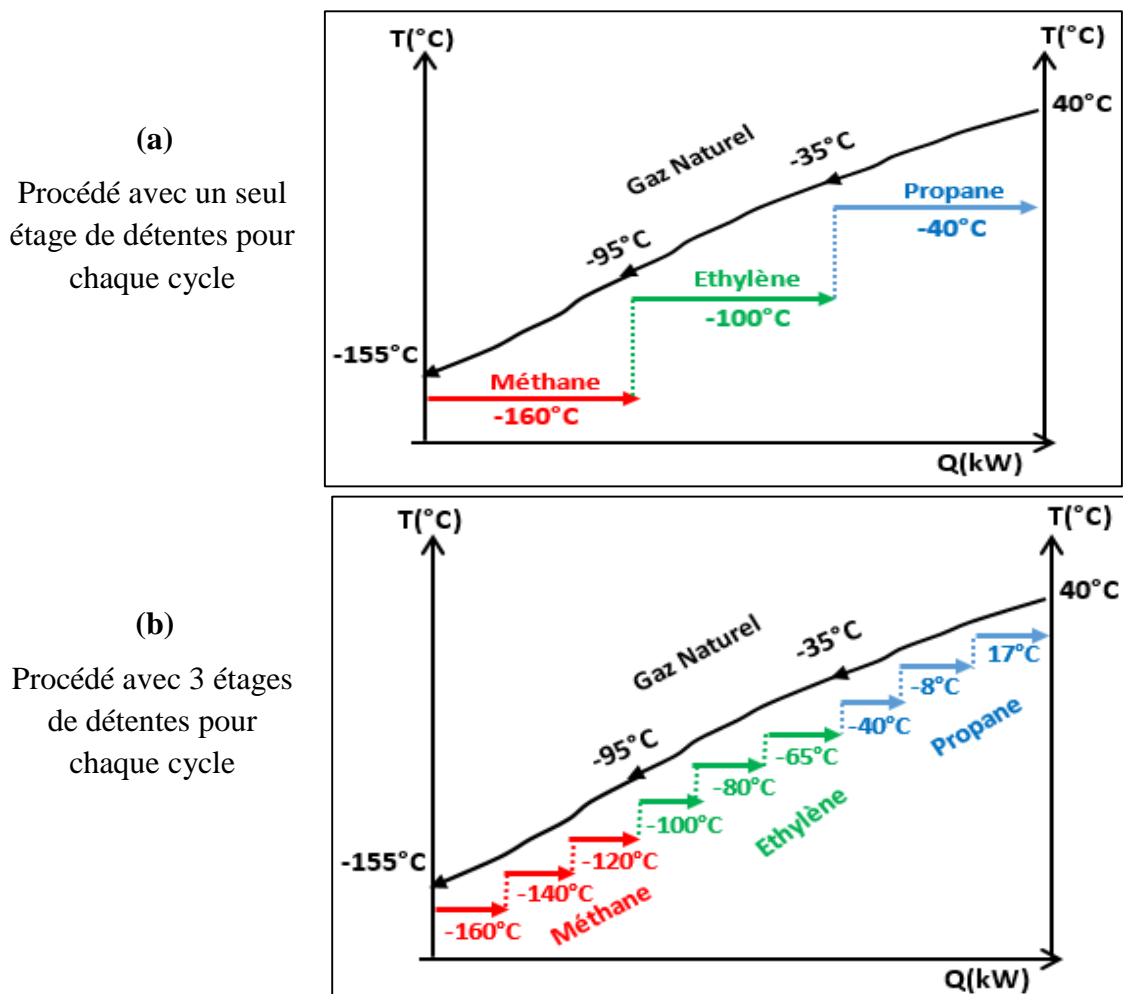


Fig. I.7- Profile Température-Quantité de chaleur ($T-Q$) du procédé cascade

Cependant et malgré la schématisation similaire des trois boucles de réfrigération, la boucle méthane se distingue des deux autres, dans la pratique, par un économiseur installé sur les lignes d'aspiration du compresseur. Cet économiseur sert à surchauffer la vapeur saturée sortant de l'évaporateur par le sous-refroidissement du liquide saturé allant vers détente (le sous-refroidissement permet de réduire le taux de vapeur dans le réfrigérant détendu). La figure I.8 illustre le fonctionnement de la boucle méthane avec des économiseurs installés entre la sortie de l'accumulateur et l'aspiration des compresseurs.

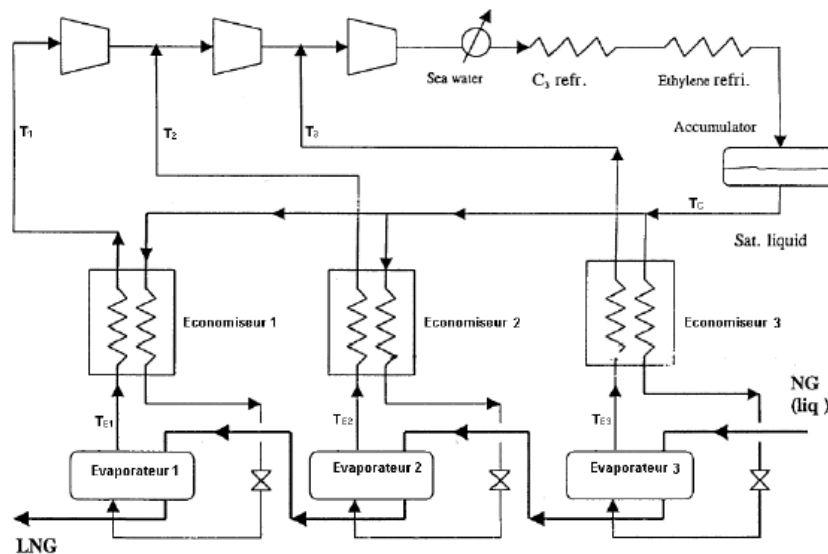


Fig. I.8 : Fonctionnement de la boucle méthane avec économiseurs

I.2.3- Avantages et inconvénients du procédé cascade

Les principaux avantages de la technologie cascade sont les suivants :

- Utilisation d'équipements standards.
- Réduire les risques techniques et les périodes de construction.
- Démarrage et exploitation relativement facile par rapport aux autres procédés. En effet, le procédé cascade utilise des réfrigérants purs (masse molaire constante) ce qui simplifie considérablement le processus de compression.
- Les vapeurs de GNL évaporées au niveau des bacs de stockage et lors des chargements de navires peuvent être récupérées et recyclées par la boucle méthane.

En revanche, cette approche présente les inconvénients suivants :

- Les investissements en capital relativement élevés dus au nombre important des échangeurs de chaleur, des séparateurs de phases et des compresseurs ; sachant que ce coût d'investissement est un paramètre fortement considéré dans l'étude et l'analyse des unités de liquéfaction.
- L'adaptation insuffisante aux variations de la composition du gaz naturel et les limitations de capacité des trains de production.
- Approvisionnement en éthylène car c'est un élément non présent dans le gaz naturel.

I.3- Description du procédé cascade réalisé au complexe GL4Z (ex-CAMEL)

La figure (I.9) est un schéma simplifié du procédé cascade utilisé au niveau du complexe GL4Z ex- CAMEL (première usine GNL au monde). Il s'agit d'une cascade classique à aspiration froide, fonctionnant avec 3 étages au propane, 4 étages à l'éthylène et 3 étages au méthane. Le transfert de froid se fait par étapes successives à des températures progressivement décroissantes.

- Le cycle propane est amorcé par le refroidissement et la condensation totale du propane à 37°C à la pression de 13 bars. La chaleur est cédée à l'eau de mer disponible à 32°C. Le liquide obtenu est détendu en trois étapes ; la première à 7,5 bar abaisse sa température à 16°C et la vapeur produite est reprise par le dernier étage du compresseur ; les étapes suivantes à 4,2 et 1,2 bar permettent d'obtenir des températures d'ébullition de -3°C et -37°C qui assurent :
 - Le refroidissement et la condensation totale à -31°C de l'éthylène du second cycle à une pression de 19 bar ;
 - Le pré-refroidissement du méthane du troisième cycle jusqu'à -35°C ;
 - Le pré-refroidissement avec début de condensation du gaz naturel jusqu'à son entrée dans la colonne d'extraction des produits lourds d'où sont extraits en fond un peu d'éthane, du propane et une partie importante des hydrocarbures plus lourds. Les vapeurs sont reprises par le compresseur à leurs températures d'ébullition.
- Le cycle éthylène assure le transfert, à plus basse température, du froid produit par le cycle propane, ce qui permet :

- Le refroidissement final puis la condensation totale à -96°C du méthane réfrigérant à une pression de 30 bar ;
- La poursuite du refroidissement du gaz naturel, jusqu'à sa condensation totale.

- Le cycle méthane assure le transfert à des températures encore plus basses du froid déjà transféré par l'éthylène, pour achever le refroidissement (sous-refroidissement) du GNL jusqu'à la température de -151°C .

- Le GNL est ensuite soumis à deux détente successives au cours desquelles sont produites des phases vapeurs riches en azote qui constituent le gaz de combustion pour la production de l'énergie nécessaire à l'entraînement des compresseurs. Après la dernière détente à 1,3 bar, la température du liquide est voisine de celle qu'il atteint dans les bacs de stockage ; il est alors repris par une pompe pour son acheminement vers ces bacs. La teneur en azote du gaz a été abaissée, par les détente successives, de 5,5 % à 2 % en volume environ.

Grâce à la multiplication des étages de chacun des trois cycles, les performances de ces unités sont excellentes. Par contre, le coût d'investissement résultant de la complexité du schéma a conduit à remettre en cause ce procédé et à développer des cycles à cascade incorporée.

Selon la figure I.6, la puissance mécanique des compresseurs sur l'arbre est : $330+220 + 90 = 640$ kW pour 90 kmol/h de GNL soit 7,1 kWh/kmol ou 0,32 kWh/Nm³ de GNL.

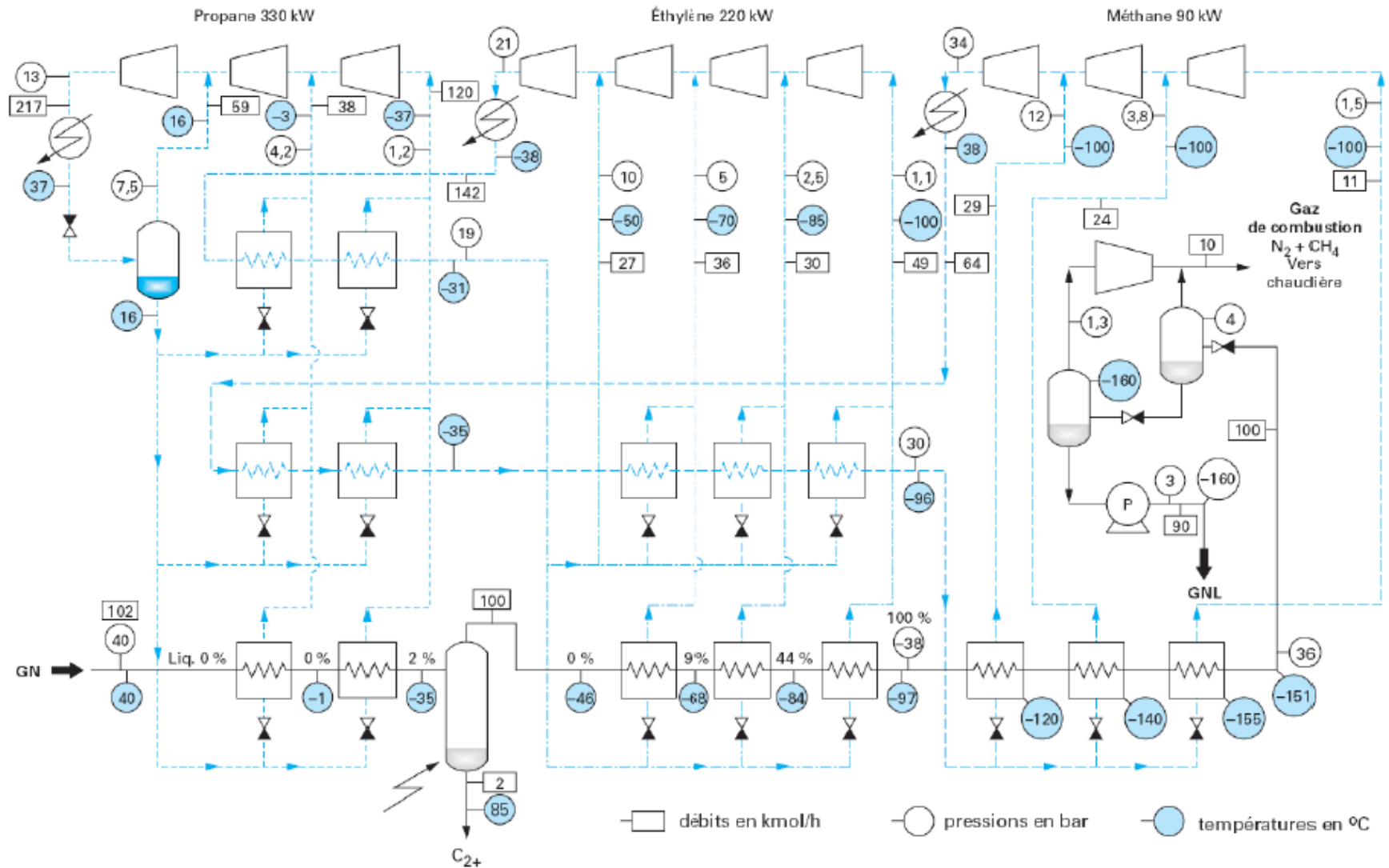


Fig. I.9- Procédé cascade utilisé dans le complexe GL4Z (Ex-CAMEL).

Chapitre II. Méthodologie d'évaluation des performances du procédé cascade

II.1. Introduction

L'objectif de cette étude est d'évaluer les performances du procédé cascade classique composé de trois boucles de réfrigération (propane, éthylène et méthane). Ces performances visées se résument comme suit :

- Débit des réfrigérants,
- Puissance frigorifique développée par chaque boucle,
- Puissance de compression nécessaire,
- Coefficient de performance et rendement de chaque boucle.

Trois configurations (design) du procédé sont considérées :

- Dans la première configuration, un seul étage de réfrigération (mono étage où un seul palier de détente) est considéré pour les trois cycles ;
- Dans la deuxième configuration, les étages de détente de la boucle propane sont varié de un (01) à trois (03) étages tandis que les cycles éthylène et méthane sont maintenus dans leurs configuration mono-étage.
- Dans la troisième configuration, des cycles mono-étage pour le propane et méthane sont considérés tandis qu'un cycle à trois (03) étages de détente sera considéré pour l'éthylène.

La méthodologie adoptée pour atteindre les objectifs cités ci-dessus est la suivante :

- Détermination des états thermodynamiques du réfrigérant (températures, pressions, enthalpie...) aux différents points parcouru dans le cycle (compression, refroidissement et condensation, détente et évaporation).

- Procédé au calcul des débits des réfrigérants, la puissance de compression nécessaire et rendement de chaque boucle pour chaque configuration.
- Comparaisons des résultats de performance des cas étudiés.

II.2. Présentation du logiciel EES (Engineering Equation Solver)

Les différents états thermodynamiques peuvent être déterminés par un diagramme de Mollier de chaque réfrigérant. Cependant, pour minimiser les erreurs de lecture des données sur les diagrammes, les états thermodynamiques sont déterminés dans cette étude à l'aide d'un programme élaboré sous le logiciel EES (Engineering Equation Solver) reconnu pour sa base de données de haute précision. En effet, l'EES permet de :

- Résoudre des équations algébriques non-linéaires et différentielles couplées.
- Étudier tous les paramètres de chaque point dans le système de calcul.
- Tracer des courbes et diagrammes de Mollier de chaque réfrigérant avec précision.
- Résoudre jusqu'à 6000 équations non linéaires simultanées (version commerciale). La version professionnelle 32 bits peut résoudre 12 000 équations simultanées. La version 64 bits augmente cette limite à 24 000.
- Saisir les équations dans n'importe quel ordre.
- Effectuer des calculs avec une vitesse extrêmement rapide
- Utiliser des fonctions thermodynamiques et de transport de haute précision pour des centaines de fluides. (Voir la liste des fluides en EES)

Le logiciel a été développé par « F-Chart Software », une spin-off commerciale du professeur Sanford A Klein du département d'ingénierie mécanique de l'université du Wisconsin-Madison. Le logiciel EES est inclus en annexe pour un certain nombre de manuels de premier cycle en thermodynamique, transfert de chaleur et mécanique des fluides de McGraw-Hill. La figure (II.1) présente l'interface graphique du logiciel EES.

Fig.II.1 : Fenêtre de saisie d'équations du logiciel EES.

```

EES Equations Window

"exemple"
"propane"
P[1]=1,2
x[1]=0
h[1]=Enthalpy(Propane;x=x[1];P=P[1])
S[1]=Entropy(Propane;h=h[1];P=P[1])
T[1]=Temperature(Propane;P=P[1];s=S[1])
T_sat[1]=T_sat(Propane;P=P[1])
    
```

II.3. Détermination des états thermodynamiques

Les états thermodynamiques sont déterminés en premier lieu pour le propane, car sa température atteinte après détente permettra de déduire la température de condensation de l'éthylène et par la suite la pression de refoulement du compresseur éthylène (voir fig.II.2). De même, la température de détente de l'éthylène permettra de déduire la température et la pression de condensation du méthane.

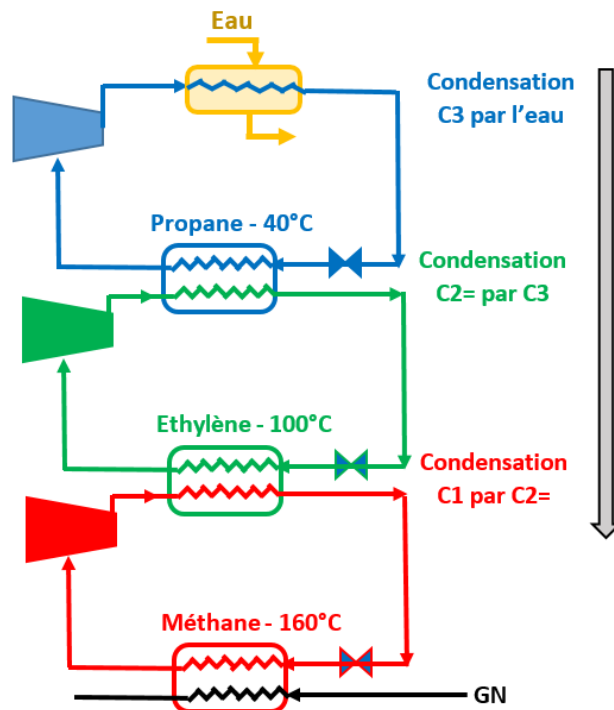


Fig. II.2. Processus de condensation en cascade

II.3.1. Détermination des états thermodynamiques du circuit propane

II.3.1.a. Etats thermodynamiques pour une configuration mono-étage de réfrigération

Les figures (II.3. a et b) illustre respectivement le schéma d'une boucle propane mono-étage utilisé dans le procédé cascade ainsi qu'une représentation qualitative du cycle propane sur le diagramme de Mollier ($P-h$). Les différents états thermodynamiques du propane aux différents points du circuit réfrigérant sont déterminés comme suit :

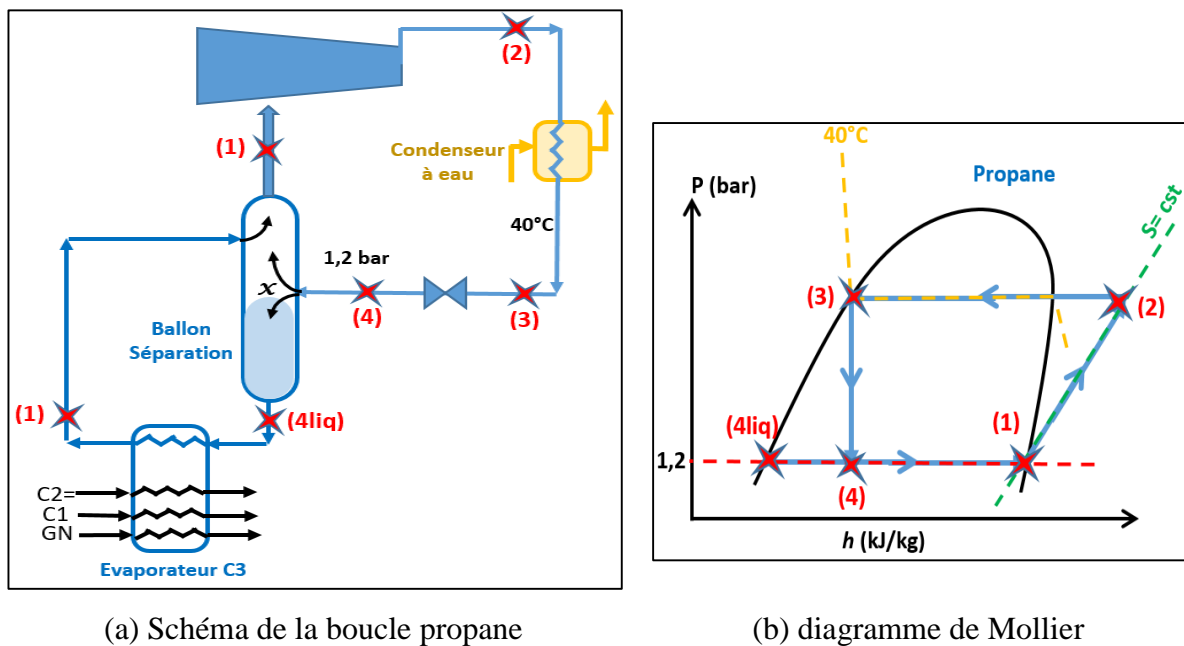


Fig. II.3. Boucle propane mono-étage

- Point (3) :** le propane est condensé par l'eau (titre vapeur $x=0$) à une température de 40°C . En introduisant ces deux données ($T_3=40^{\circ}\text{C}$ et $x=0$) sur l'EES, nous obtenons les autres paramètres thermodynamiques au point (3), à savoir la pression nécessaire pour condenser le propane à 40°C (soit $P_3=13\text{bar}$ est obtenue) et l'enthalpie du propane h_3 .
- Point (4) :** le propane condensé au point (3) subit une détente isenthalpique à travers une vanne Joule-Thomson au point (4) « $h_3 = h_4$ ». La pression de détente est choisie légèrement supérieure à la pression atmosphérique pour éviter tout risque de pénétration de l'air (oxygène) dans le circuit de la réfrigération, soit une valeur de $P_4=1,2\text{bar}$. Avec ces deux données ($P_4=1,2\text{bar}$ et $h_4 = h_3$), nous obtenons à l'aide de l'EES, la température issue de la détente et qui est $T_4=-38^{\circ}\text{C}$ ainsi que le titre vapeur qui indique le pourcentage massique de propane vapeur produite après détente (soit une valeur de $x=0,48$ est obtenue).

• **Point (4liq)** : le propane détendu fourni deux phases (liquide et vapeur) dans le titre vapeur est indiqué au point (4). Au niveau de l'évaporateur, uniquement la quantité de liquide produite est exploitée (chaleur latente). De ce fait, un ballon séparateur sépare la phase liquide de la phase vapeur. La phase liquide est dirigée vers l'évaporateur tandis que la phase vapeur est aspirée par le compresseur. Les paramètres thermodynamiques connus au **point(4liq)** sont donc : la pression (**$P_{4liq}=1,2bar$**), température **$T_{4liq}=-38^{\circ}C$** et le titre vapeur **$x=0$** . Nous pouvons ainsi grâce à ces paramètres et à l'aide de l'EES, déterminer l'enthalpie **h_{4liq}** .

A noter qu'au niveau de l'évaporateur, un écart de température de **$\Delta T=5^{\circ}C$** est considéré entre le flux chaud (GN, éthylène et méthane) et le flux froid (propane à $-38^{\circ}C$). De ce fait, les flux sortants de l'évaporateur seront refroidit jusqu'à atteindre une température de **$-33^{\circ}C$** .

• **Point (1)** : le propane liquide (4liq) est évaporé à une température et une pression constantes. Les vapeurs de propane issues de cette évaporation rejoignent les vapeurs de propane issues de la détente au niveau du ballon de séparation pour être aspirer par le compresseur. L'enthalpie **h_1** ainsi que l'entropie **S_1** au point (1) sont obtenues en introduisant sur l'EES les paramètres suivants : (**$P_{4liq}=1,2bar$** , **$T_1=-38^{\circ}C$** et **$x=1$**).

• **Point (2)** :le débit total de propane vapeur est aspiré par le compresseur puis compressé à la pression qui permette sa condensation par l'eau à la température $40^{\circ}C$, soit une pression de refoulement de **$P_2=13 bar$** déjà établie au point (3). La compression étant isentropique, l'entropie à l'aspiration est la même qu'au refoulement (**$S_2= S_1$**). Nous disposons ainsi, des paramètres nécessaires (**$P_2=13 bar$** et **$S_2= S_1$**) pour déterminer la température **T_2** et l'enthalpie **h_2** au point (2).

Tous les variables d'états thermodynamiques du propane au différent points du circuit de réfrigération sont ainsi obtenues et sont reportées dans le tableau II.1.

Tableau II.1. Paramètres thermodynamiques du réfrigérant propane.

Point	T (°C)	P (bar)	h (KJ/kg)	Titre vapeur(x)
(1)	-38	1,2		1
(2)		13		-
(3)	40	13		0
(4)	-38	1,2		0,47
(4liq)	-38	1,2		0

II.3.1.b. Etats thermodynamiques pour une configuration bi-étages de réfrigération

Les figures (II.4. a et b) illustrent, respectivement, le schéma d'une boucle propane bi-étages utilisée ainsi que sa représentation qualitative sur le diagramme de Mollier (P-h). La méthodologie utilisée pour déterminer les paramètres thermodynamiques d'une boucle bi-étages est similaire à celle d'une boucle mono-étage. Cependant, dans une boucle propane bi-étages, la détente se fait par deux paliers de pression successifs (points 4 et 4'). En effet, le propane comprimé et condensé effectue une première détente à une pression de 4 bar (dite pression HP et choisie de tel sorte à avoir des taux de compressions inter-étages égaux) pour atteindre une température de -5°C puis les phases liquide et vapeur sont séparés. Une partie de la phase liquide HP est dirigé vers l'évaporateur HP pour refroidir les flux de méthane, éthylène et GN, tandis qu'une autre partie effectue une deuxième détente à une pression 1,2 bar (dite pression BP) et suit les mêmes étapes décrites dans le procédé mono-étage.

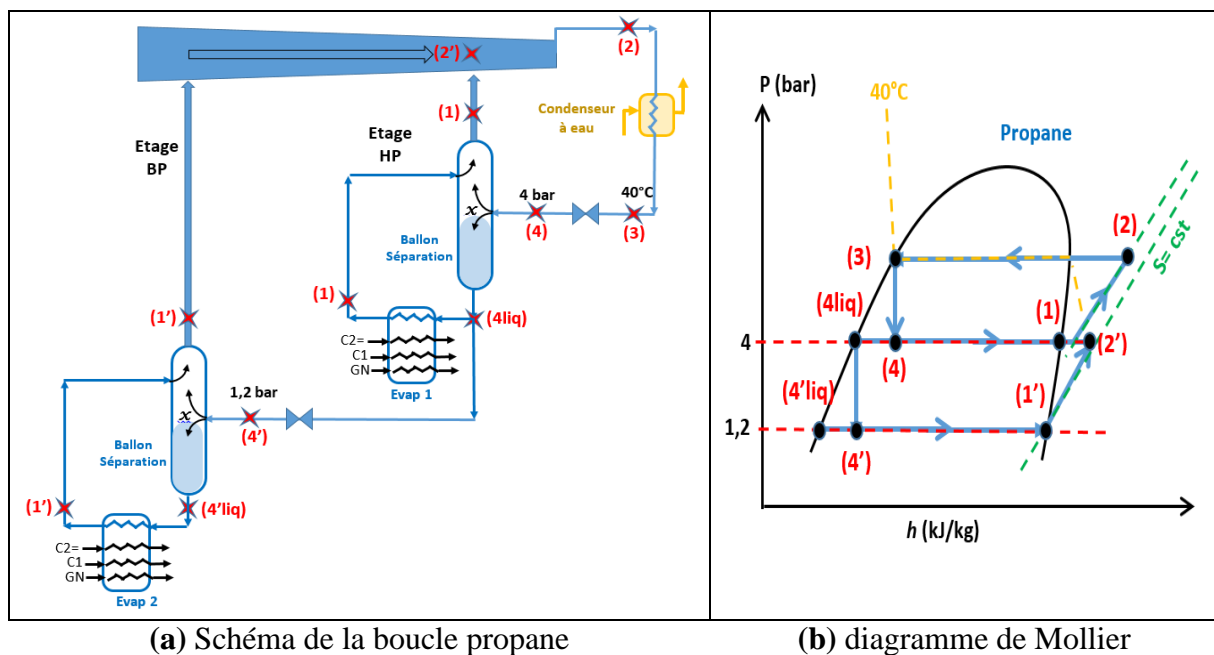


Fig. II.4. Boucle propane bi-étages.

II.3.1.C. Etats thermodynamiques pour une configuration trois étage de réfrigération

La méthodologie adoptée pour déterminer les différents paramètres thermodynamiques du propane lors de son évolution dans un cycle à trois-étages de réfrigération (trois paliers de pression de détente) est similaire à celle adoptée pour le cycle bi-étages.

II.3.2. Détermination des états thermodynamiques de l'éthylène

II.3.2.a. Etats thermodynamiques pour une configuration mono-étage de réfrigération

Les figures (II.5. a et b) présentent, respectivement, le schéma d'une boucle éthylène mono-étage utilisé dans le procédé cascade et son diagramme enthalpique (P-h). Les différents états thermodynamiques de l'éthylène sont déterminés en suivant la même démarche adoptée pour la boucle mono-étage du propane. Sauf que la température de condensation est celle fournie par la boucle propane c.à.d. $T_3 = -33^\circ\text{C}$. De ce fait, la pression développée par le compresseur pour condensé l'éthylène à cette température est de $P_2 = 17,8 \text{ bar}$ (obtenue à l'aide de l'EES pour les données $T_3 = -33^\circ\text{C}$ et $x=0$). La pression de détente est fixée à $P_4 = 1,2 \text{ bar}$ pour les mêmes raisons énoncées précédemment. La température de réfrigération atteinte par le cycle est de $T_4 = -100^\circ\text{C}$. Ainsi, l'évaporation de l'éthylène permet de refroidir et de condenser le réfrigérant méthane et le GN à une température de -95°C (5°C d'écart).

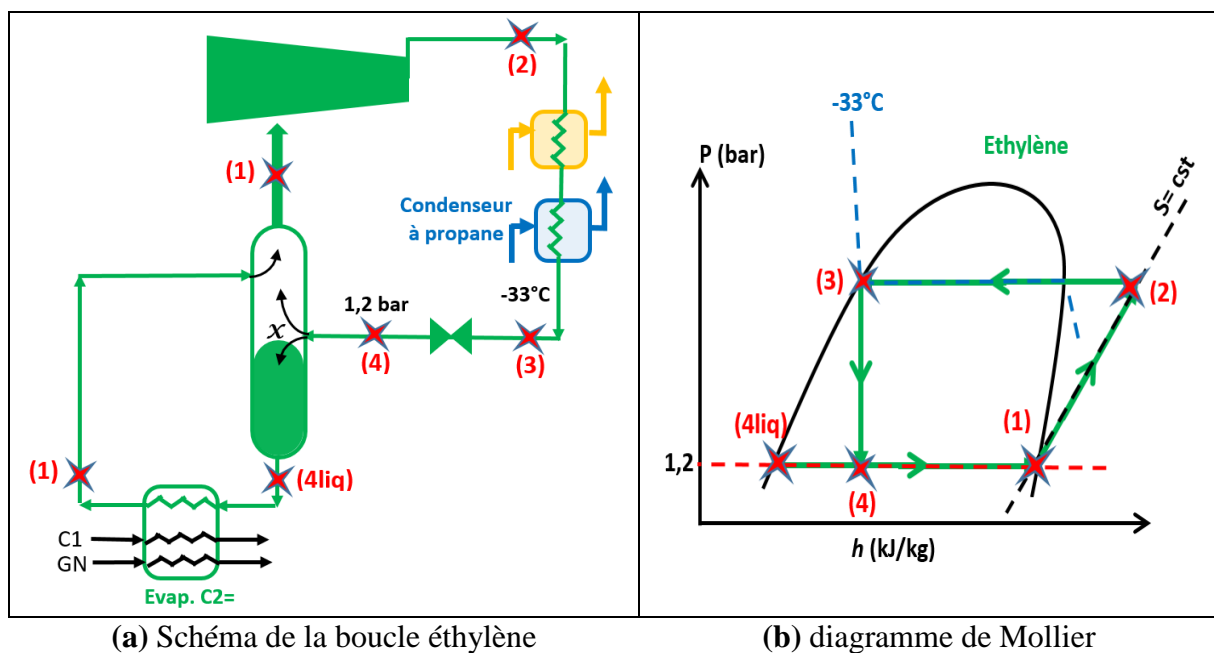


Fig. II.5. Boucle éthylène mono-étage.

II.3.2.b. Etats thermodynamiques pour une configuration à trois-étage de réfrigération

Cette étude vise également à étudier le cycle d'éthylène à trois étages (le bi-étage non-inclus). Comme établie précédemment, les paramètres thermodynamiques sont déterminés en suivant la même démarche adoptée pour le cycle bi-étages du propane.

II.3.3. Détermination des états thermodynamiques du méthane

Sur les figures (II.6. a et b) sont présentés, respectivement, une schématisation de la boucle méthane mono-étage et son diagramme (P-h). Le procédé de réfrigération au méthane est similaire aux deux autres. Le méthane est condensé à une température fournie par le cycle éthylène soit une température de $T_3 = -95^\circ\text{C}$. En suivant la même démarche adoptée pour la boucle éthylène, le compresseur doit par conséquent développer une pression de $P_2 = 31\text{bar}$ pour pouvoir condensé le méthane à cette température. Cependant, la boucle méthane diffère des autres boucles par la présence d'un économiseur qui récupère les frigories de la vapeur froide aspirée par le compresseur (surchauffe la vapeur d'aspiration) pour sous refroidir le méthane déjà condensé avant détente. Ceci évite d'avoir des températures trop froides au refoulement du compresseur. De même que les deux autres boucles, la pression de détente est fixée à $P_4 = 1,2\text{ bar}$. Ainsi la température de réfrigération atteinte par le cycle est de $T_4 = -160^\circ\text{C}$. L'évaporation du méthane à cette température permet de sous refroidir le GN à une température de -155°C .

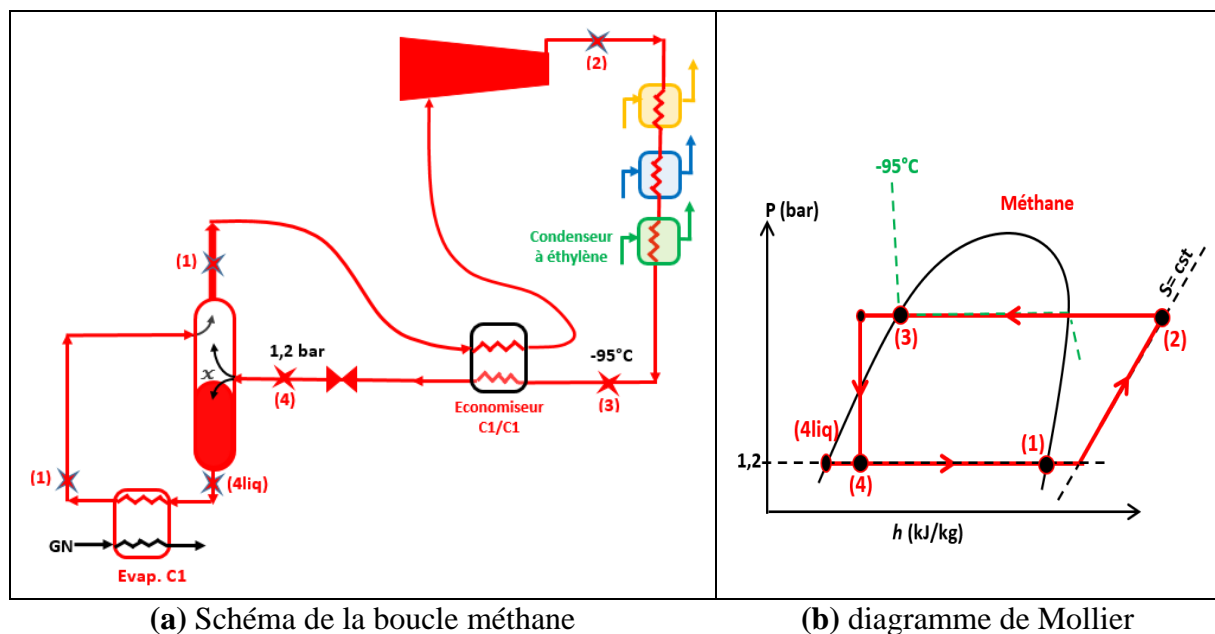


Fig. II.6. Boucle méthane mono-étage.

II.4. Évaluation des performances du procédé cascade pour le cas mono-étage

Les figures (II.7.a-c) représentent respectivement la configuration mono-étage des boucles méthane, éthylène et propane. Pour les cas mono-étage, les ballons de séparation des phases liquide-vapeur peuvent ne pas être considérés. Dans ce qui suit, nous présentons les démarches et les équations utilisées pour déterminer : les débits nécessaires des réfrigérants, la puissance de compression requise, la puissance frigorifique développée par chaque cycle et enfin le COP ainsi que le rendement de chaque boucle.

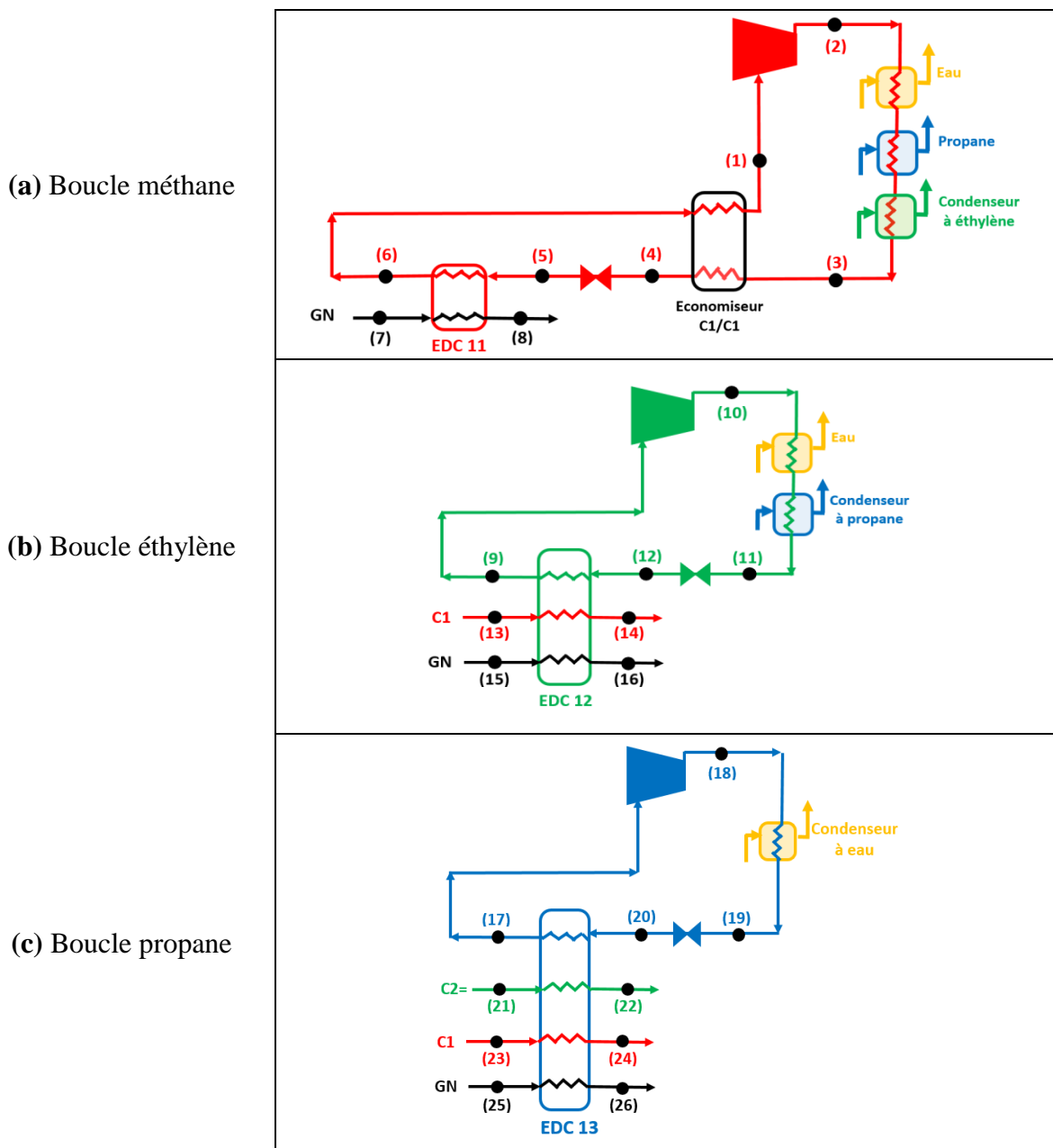


Fig. II.7. Schéma du procédé cascade avec une configuration mono-étage de réfrigération pour chaque boucle

II.4.1. Détermination des débits des réfrigérants

Une fois les pressions et les températures d'évaporation des fluides réfrigérants sont déterminées, nous procédons tout d'abord à la détermination des débits par l'établissement des bilans massiques et énergétiques au niveau de chaque échangeur de chaleur (EDC) pour chaque boucle. L'établissement de ces bilans doit commencer nécessairement par la boucle méthane où toutes les charges sont définies (nécessite uniquement la connaissance du débit du GN) contrairement à la boucle éthylène par exemple, qui nécessite la connaissance du débit du réfrigérant méthane mis en œuvre en plus du débit du GN. La boucle propane reste en dernier position du fait qu'elle fait appelle à la fois aux débits du méthane et de l'éthylène réfrigérants.

II.4.1.a Détermination du débit de méthane

Le débit du réfrigérant méthane nécessaire au refroidissement du gaz naturel est déterminé à l'aide d'un bilan énergétique au niveau de l'échangeur EDC11 (voir fig.II.7.a et fig.II.8) :

$$m_{C1} \times (h_6 - h_5) = m_{GN} \times (h_7 - h_8)$$

$$\rightarrow m_{C1} = \frac{m_{GN} (h_7 - h_8)}{(h_6 - h_5)} \quad (2.1)$$

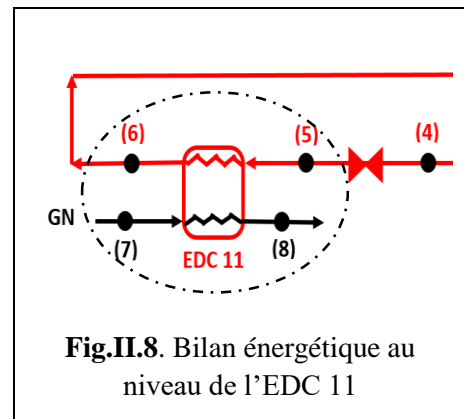


Fig.II.8. Bilan énergétique au niveau de l'EDC 11

II.4.1.b Détermination du débit de l'éthylène

De même, le débit du réfrigérant éthylène nécessaire au refroidissement du réfrigérant méthane et du gaz naturel est obtenu par le bilan énergétique de l'échangeur EDC12 (voir fig.II.7.b et fig.II.9) :

$$m_{C2} \times (h_9 - h_{12}) = m_{C1} \times (h_{13} - h_{14}) + m_{GN} \times (h_{15} - h_{16})$$

$$\rightarrow m_{C2} = \frac{m_{C1} \times (h_{13} - h_{14}) + m_{GN} \times (h_{15} - h_{16})}{(h_9 - h_{12})} \quad (2.2)$$

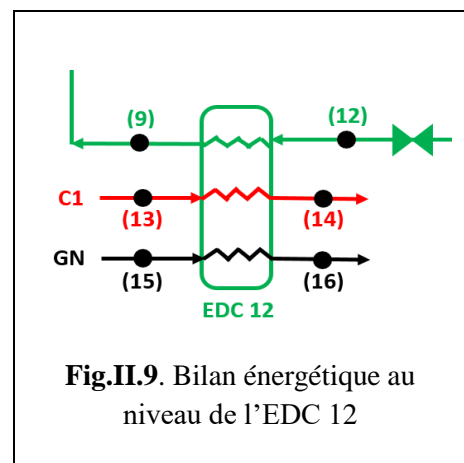


Fig.II.9. Bilan énergétique au niveau de l'EDC 12

II.4.1.c Détermination du débit de propane

Le bilan énergétique au niveau de l'échangeur EDC13 (voir fig.II.7.c et fig.II.10) permet de calculer le débit du réfrigérant propane :

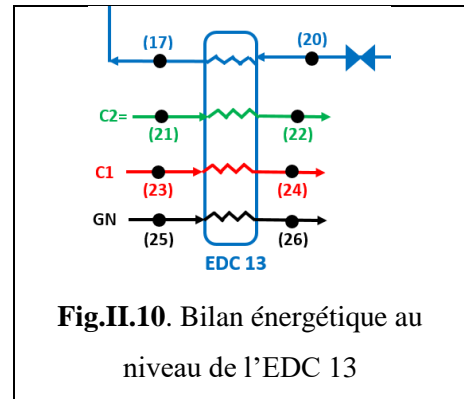


Fig.II.10. Bilan énergétique au niveau de l'EDC 13

$$m_{C3} \times (h_{17} - h_{20}) = m_{C1} \times (h_{23} - h_{24}) + m_{GN} \times (h_{25} - h_{26}) + m_{C2} \times (h_{21} - h_{22})$$

$$\rightarrow m_{C3} = \frac{m_{C1} \times (h_{23} - h_{24}) + m_{GN} \times (h_{25} - h_{26}) + m_{C2} \times (h_{21} - h_{22})}{(h_{17} - h_{20})} \quad (2.3)$$

II.4.2. Détermination des puissances frigorifiques et de compression

Une fois que les débits des réfrigérants sont déterminés, nous pouvons procéder à présent aux calculs des puissances de compression nécessaires et des puissances frigorifiques développées par chaque boucle. Dans ce qui suit, nous établissons les équations permettant de calculer ces puissances.

- **La puissance de compresseur propane :**

Cette puissance est déterminée par un bilan énergétique au niveau du compresseur propane (voir fig.II.7.c et II.11)

$$\rightarrow W_{C3} = \frac{m_{C3} \times (h_{18} - h_{17})}{3600} [kJ/h] \quad (2.4)$$

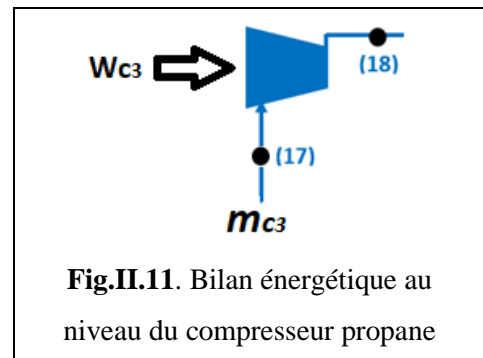


Fig.II.11. Bilan énergétique au niveau du compresseur propane

- **La puissance frigorifique développée par la boucle propane :**

La puissance est la quantité de chaleur (kJ) absorbée par la boucle de réfrigération en une heure. Elle a l'expression suivante :

$$\rightarrow (Q_f)_{C3} = \frac{m_{C3} \times (h_{17} - h_{20})}{3600} [kJ/h] \quad (2.5)$$

II.4.3. Détermination du COP et du rendement

Le coefficient de performance (COP) et le rendement sont deux indicateurs de performance très utilisés dans le domaine de la réfrigération. Le COP est le rapport de la puissance frigorifique (utile) sur la puissance de compression requise. La valeur maximale que peut prendre le COP dans les mêmes conditions de température de condensation et d'évaporation est celle du cycle parfait, appelé cycle de Carnot. C'est en se référant à cette valeur maximale que nous pouvons déduire le rendement du procédé réel. En effet, le rendement d'une boucle de réfrigération est le rapport du COP développé réellement sur le COP de Carnot.

Les performances du cycle de propanes sont calculées à l'aide des trois formules suivantes :

- **Coefficient de performance de la boucle propane**

$$\rightarrow COP_{réel} = \frac{(Q_f)_{C3}}{W_{C3}} \quad (2.6)$$

- **Coefficient de performance idéal (Carnot) :**

$$\rightarrow COP_{Carnot} = \frac{T_{26} + 273}{(T_{25} + 273) + (T_{26} + 273)} \quad (2.7)$$

- **Rendement du cycle propane**

$$\rightarrow \eta = \frac{COP_{réel}}{COP_{Carnot}} \quad (2.8)$$

II.5. Évaluation des performances de la boucle propane bi-étages

Dans cette partie de notre étude, la boucle de propane est réalisée en deux étages de réfrigération et les deux autres boucles contiennent un seul étage. La détermination des performances de cette configuration passe par les mêmes étapes décrites dans la section précédente. Cependant, les ballons de séparation des phases liquide-vapeur devront être considérés. La figure II.12 illustre la boucle propane bi-étage considérée.

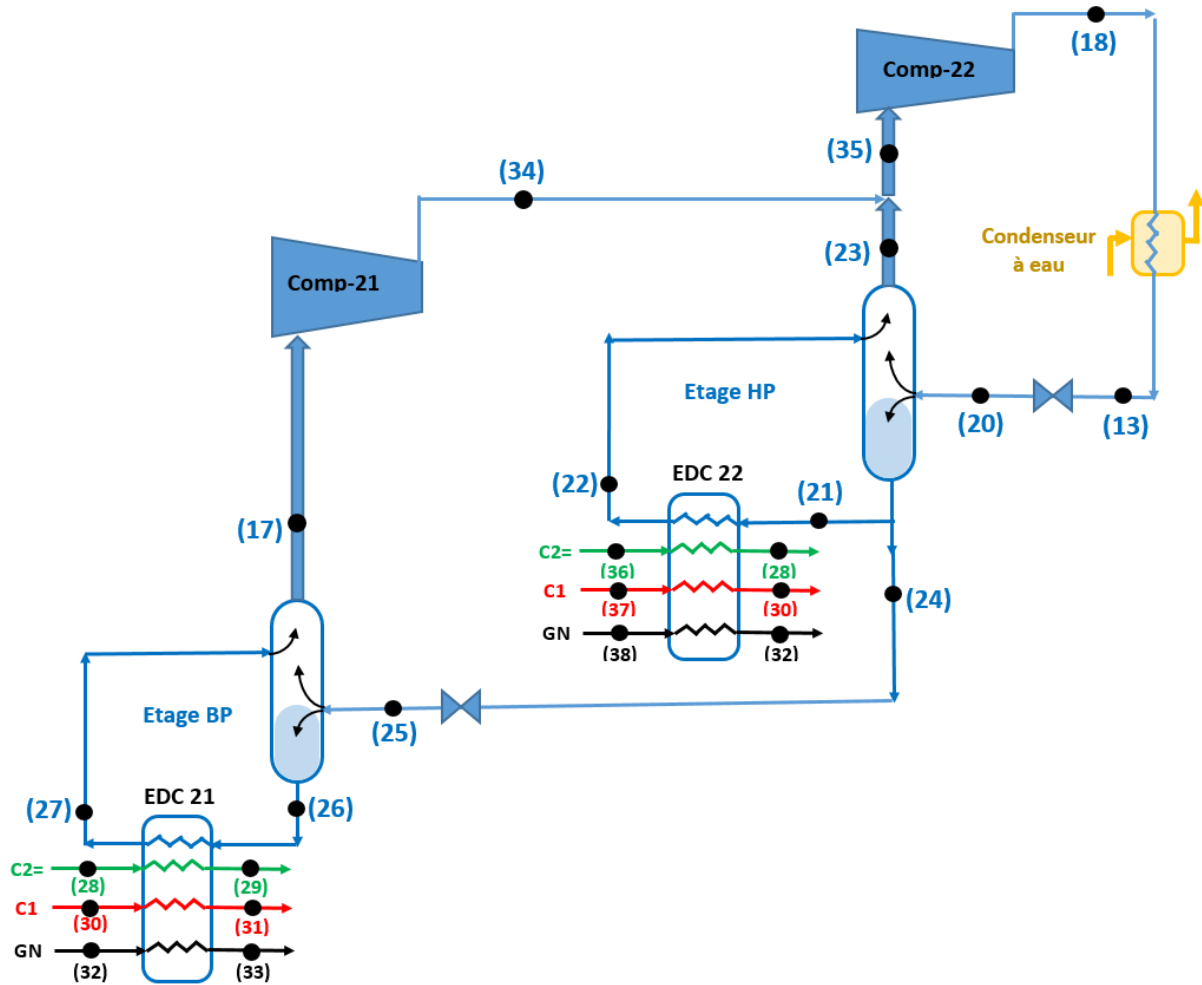


Fig.II.12. Schéma de la boucle propane bi-étages de réfrigération

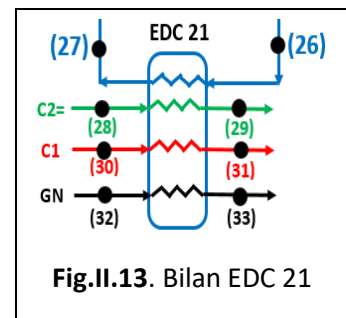
II.5.1. Détermination du débit de la boucle propane bi-étages

- Bilan EDC 21

$$m_{liqprp2} \times (h_{27} - h_{26}) = m_{tot1} \times (h_{30} - h_{31}) + m_{gn} \times (h_{28} - h_{29}) + m_{tot9} \times (h_{32} - h_{33})$$

$$\rightarrow m_{liqprp2} = \frac{m_{tot1} \times (h_{30} - h_{31}) + m_{gn} \times (h_{28} - h_{29}) + m_{tot9} \times (h_{32} - h_{33})}{(h_{27} - h_{26})} \quad (2.9)$$

$$m_{totprp2} = \frac{m_{tot17}}{1 - x_{25}} \quad (2.10)$$



• **Bilan EDC 22**

$$m_{liqprp1} \times (h_{22} - h_{21}) = m_{tot1} \times (h_{37} - h_{30}) + m_{gn} \times (h_{36} - h_{28}) + m_{tot9} \times (h_{38} - h_{32})$$

$$\rightarrow m_{liqprp1} = \frac{m_{tot1} \times (h_{37} - h_{30}) + m_{gn} \times (h_{36} - h_{28}) + m_{tot9} \times (h_{38} - h_{32})}{(h_{22} - h_{21})} \quad (2.11)$$

$$m_{totliqprp} = \frac{m_{liqprp1} + m_{totprp2}}{1 - x_{25}} \quad (2.12)$$

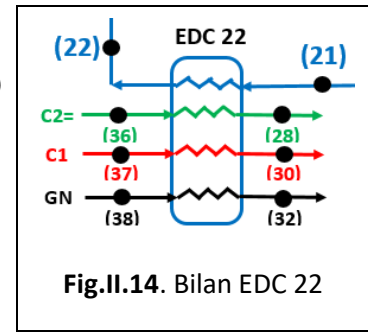


Fig.II.14. Bilan EDC 22

$$m_{totprp} = \frac{m_{totliqprp}}{1 - x_{20}} \quad (2.13)$$

$$m_{vap17} = m_{totprp2} \quad (2.14)$$

$$m_{vap23} = (m_{totprp} \times x_{20}) + m_{liqprp1} \quad (2.15)$$

$$m_{vap35} = m_{vap17} + m_{vap23} \quad (2.16)$$

II.5.2. Puissance de compression de la boucle propane bi-étages

• **Compresseur BP**

$$W_{cprp1} = \frac{m_{totprp2} \times (h_{34} - h_{17})}{3600} \quad (2.17)$$

• **Mélangeur**

$$m_{vap35} \times h_{35} = (m_{vap17} \times h_{34}) + (m_{vap23} \times h_{23})$$

$$h_{35} = \frac{(m_{vap17} \times h_{34}) + (m_{vap23} \times h_{23})}{(m_{vap35})} \quad (2.18)$$

• **Compresseur HP**

$$W_{cprp2} = \frac{m_{totprp} \times (h_{18} - h_{35})}{3600} \quad (2.19)$$

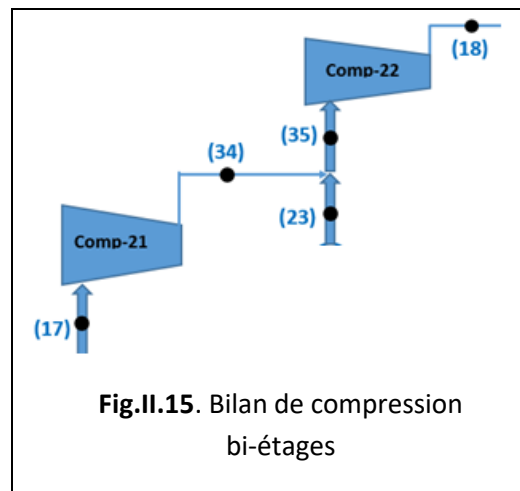


Fig.II.15. Bilan de compression bi-étages

II.5.3. Puissance frigorifique de la boucle propane bi-étages

- Bilan EDC 21

$$\rightarrow Q_{f1} = \frac{m_{liqprp2} \times (h_{27} - h_{26})}{3600} \quad (2.20)$$

- Bilan EDC 22

$$\rightarrow Q_{f2} = \frac{m_{liqprp1} \times (h_{22} - h_{21})}{3600} \quad (2.21)$$

II.5.4. COP et rendement de la boucle propane bi-étages

- COP

$$\rightarrow COP_{propane} = \frac{\Sigma Q_f}{\Sigma w_{cprp}} \quad (2.22)$$

- COP idéal (Carnot) :

$$\rightarrow COP_{Carnot} = \frac{T_{26} + 273}{(T_{25} + 273) + (T_{26} + 273)} \quad (2.7)$$

- Rendement du cycle propane bi-étage :

$$\rightarrow \eta = \frac{COP_{propane}}{COP_{Carnot}}$$

II.6. Détermination des performances de la boucle propane à trois-étages

Dans cette situation, les cycles d'éthylène et de méthane sont supposés mono-étage, tandis qu'une configuration à trois étages est considérée pour la boucle propane. La figure II.16 illustre le circuit propane à trois étages de réfrigération.

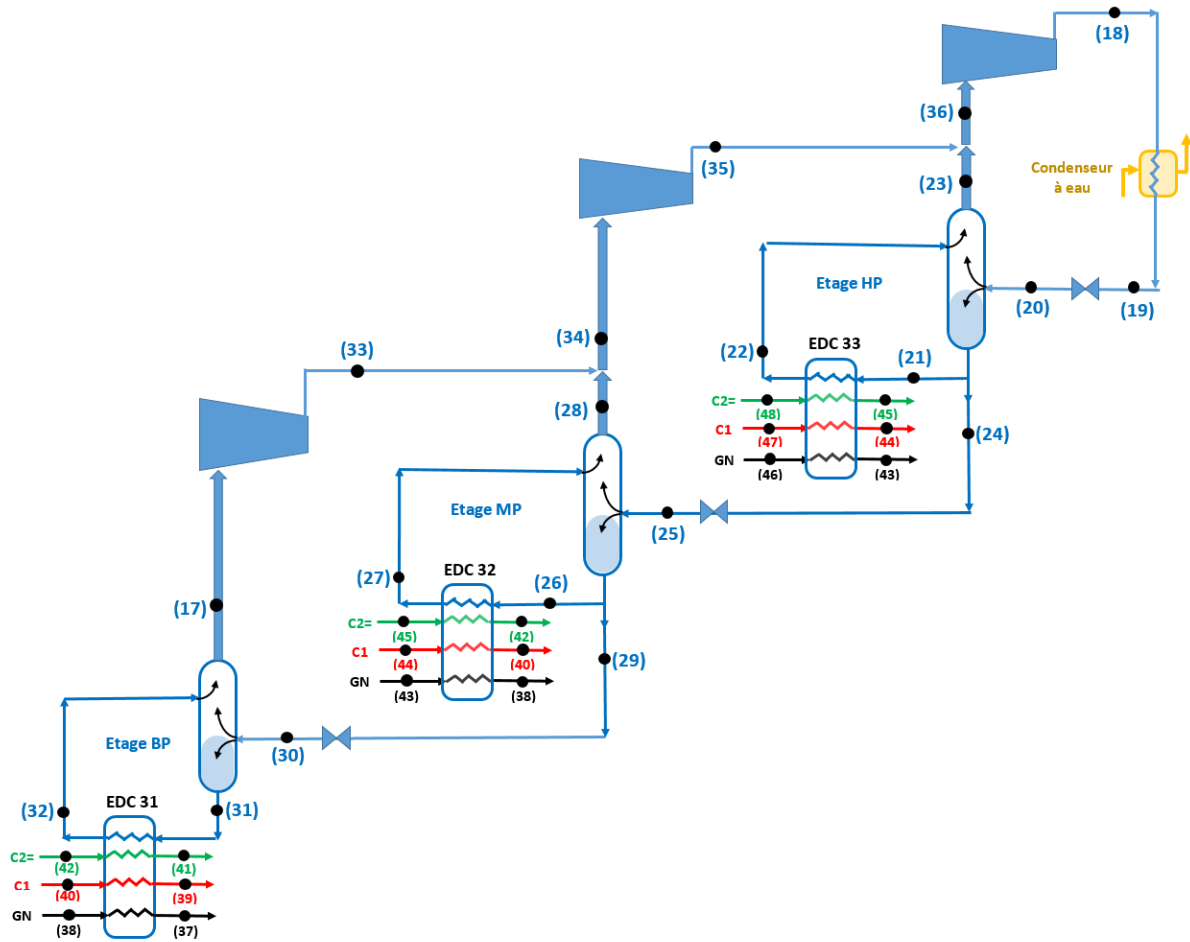


Fig.II.16. Schéma de la boucle propane à trois étages de réfrigération.

II.6.1. Détermination du débit de la boucle propane à trois étages

- Bilan EDC 31

$$m_{liqprp31} \times (h_{32} - h_{31}) = m_{tot1} \times (h_{40} - h_{39}) + m_{gnc1} \times (h_{38} - h_{37}) + m_{tot9} \times (h_{42} - h_{41})$$

$$\rightarrow m_{liqprp31} = \frac{m_{tot1} \times (h_{40} - h_{39}) + m_{gn} \times (h_{38} - h_{37}) + m_{tot9} \times (h_{42} - h_{41})}{(h_{32} - h_{31})} \quad (2.22)$$

$$m_{totprp3} = \frac{m_{liqprp31}}{1 - x_{30}} \quad (2.23)$$

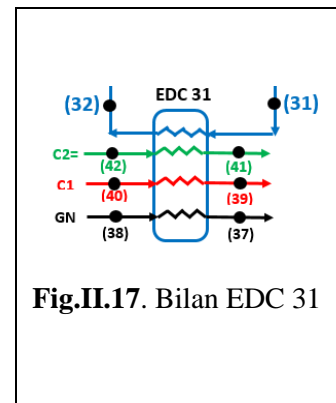


Fig.II.17. Bilan EDC 31

• **Bilan EDC 32**

$$m_{liqprp26} \times (h_{27} - h_{26}) =$$

$$m_{tot1} \times (h_{44} - h_{40}) + m_{gn} \times (h_{43} - h_{38}) + m_{tot9} \times (h_{45} - h_{42})$$

$$\rightarrow m_{liqprp26} = \frac{m_{tot1} \times (h_{44} - h_{40}) + m_{gn} \times (h_{43} - h_{38}) + m_{tot9} \times (h_{45} - h_{42})}{(h_{27} - h_{26})} \quad (2.24)$$

$$m_{totliqprp25} = m_{totprp3} + m_{liqprp26} \quad (2.25)$$

$$m_{totprp25} = \frac{m_{totliqprp25}}{1 - x_{25}}$$

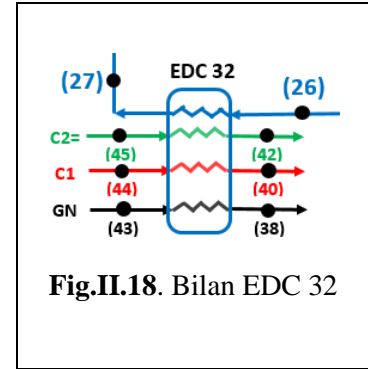


Fig.II.18. Bilan EDC 32

• **Bilan EDC 33**

$$m_{liqprp21} \times (h_{22} - h_{21}) =$$

$$m_{tot1} \times (h_{47} - h_{44}) + m_{gn} \times (h_{46} - h_{43}) + m_{tot9} \times (h_{48} - h_{45})$$

$$\rightarrow m_{liqprp21} = \frac{m_{tot1} \times (h_{47} - h_{44}) + m_{gn} \times (h_{46} - h_{43}) + m_{tot9} \times (h_{48} - h_{45})}{(h_{22} - h_{21})} \quad (2.26)$$

$$m_{totliqprp20} = m_{totprp25} + m_{liqprp21} \quad (2.27)$$

$$m_{totprp20} = \frac{m_{totliqprp20}}{1 - x_{20}}$$

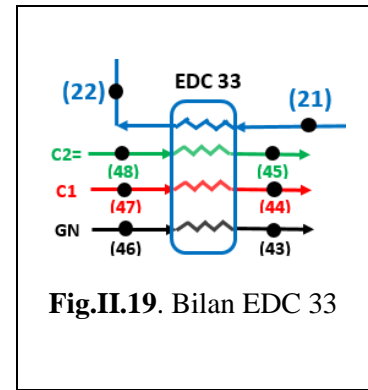


Fig.II.19. Bilan EDC 33

II.6.2. Puissance de compression de la boucle propane à trois étages

• **Compresseur BP**

$$\rightarrow W_{cprp1} = \frac{m_{totprp3} \times (h_{33} - h_{17})}{3600} \quad (2.36)$$

• **Mélangeur 34**

$$m_{vap34} \times h_{34} = (m_{vap17} \times h_{33}) + (m_{vap28} \times h_{28})$$

$$m_{vap28} = (m_{totprp25} \times x_{25}) + m_{liqprp26} \quad (2.28)$$

$$m_{vap17} = m_{totprp3} \quad (2.29)$$

$$m_{vap34} = m_{vap17} + m_{vap28} \quad (2.30)$$

$$h_{34} = \frac{(m_{vap17} \times h_{33}) + (m_{vap28} \times h_{28})}{(m_{vap34})}$$

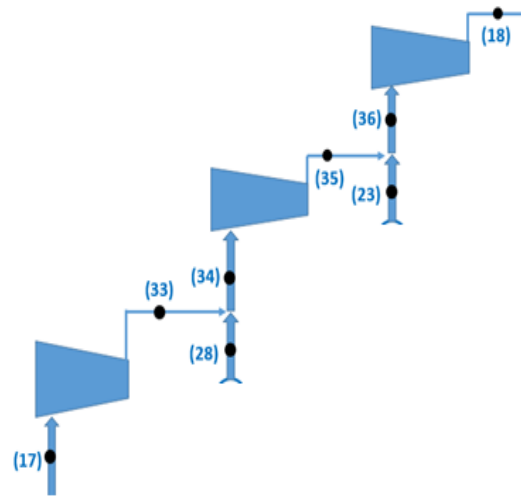


Fig.II.20. Bilan de compression à trois étages

- **Compresseur MP**

$$\rightarrow W_{cprp2} = \frac{m_{vap34} \times (h_{35} - h_{34})}{3600} \quad (2.37)$$

- **Mélangeur 36**

$$m_{vap36} \times h_{36} = (m_{vap23} \times h_{23}) + (m_{vap35} \times h_{35}) \quad (2.31)$$

$$m_{vap23} = (m_{totprp20} \times x_{20}) + m_{liqprp21} \quad (2.32)$$

$$m_{vap35} = m_{vap34} \quad (2.33)$$

$$m_{vap36} = m_{vap23} + m_{vap35} \quad (2.34)$$

$$h_{36} = \frac{(m_{vap34} \times h_{35}) + (m_{vap23} \times h_{23})}{(m_{vap36})} \quad (2.35)$$

- **Compresseur HP**

$$\rightarrow W_{cprp3} = \frac{m_{vap36} \times (h_{18} - h_{36})}{3600} \quad (2.38)$$

II.6.3. Puissance frigorifique de la boucle propane à trois étages

$$\rightarrow Q_{f1} = \frac{m_{liqprp31} \times (h_{32} - h_{31})}{3600} \quad (2.39)$$

$$\rightarrow Q_{f2} = \frac{m_{liqprp26} \times (h_{27} - h_{26})}{3600} \quad (2.40)$$

$$\rightarrow Q_{f3} = \frac{m_{liqprp21} \times (h_{22} - h_{21})}{3600} \quad (2.41)$$

II.6.4. COP et rendement de la boucle propane à trois étages

- **COP**

$$\rightarrow COP_{propane} = \frac{\sum Q_f}{\sum W_{cprp}} \quad (2.22)$$

- **COP idéal (Carnot) :**

$$\rightarrow COP_{Carnot} = \frac{T_{26} + 273}{(T_{25} + 273) + (T_{26} + 273)} \quad (2.7)$$

- **Rendement du cycle propane à trois étages :**

$$\rightarrow \eta = \frac{COP_{propane}}{COP_{Carnot}}$$

II.7. Détermination des performances de la boucle éthylène à trois-étages

Dans cette partie, les boucles propane et méthane sont considérées mono-étage (paramètres déjà déterminés) tandis qu'une boucle éthylène à trois étages est considérée. Les démarches de détermination des performances de cette configuration sont similaires à celles utilisées dans la boucle propane à trois étages. La figure II.21 représente un schéma de la boucle éthylène à trois étages de réfrigération.

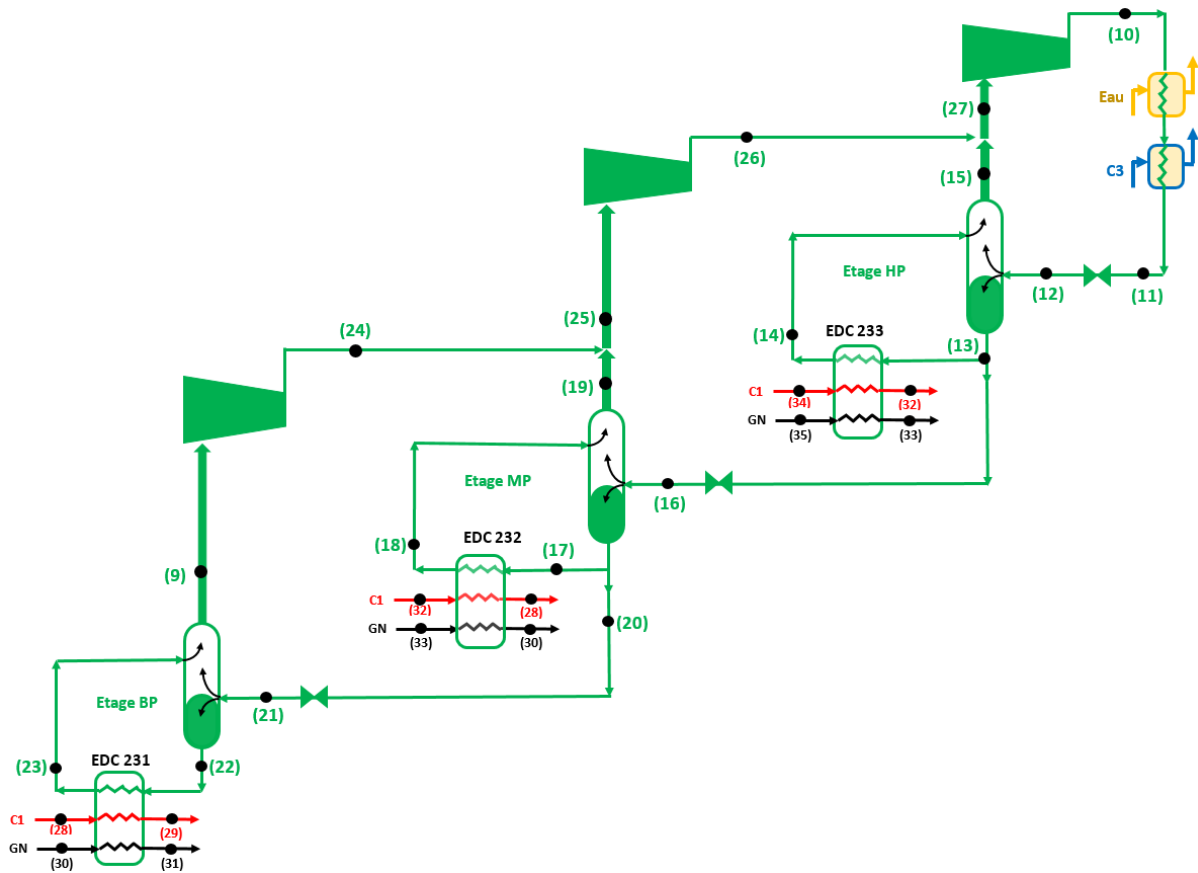


Fig.II.21. Schéma de la boucle éthylène à trois étages de réfrigération

- EDC 231 :

$$m_{liq22} \times (h_{23} - h_{22}) = m_{tot1} \times (h_{28} - h_{29}) + m_{gn} \times (h_{30} - h_{31}) \quad (2.42)$$

$$\rightarrow m_{liq22} = \frac{m_{tot1} \times (h_{28} - h_{29}) + m_{gn} \times (h_{30} - h_{31})}{(h_{23} - h_{22})}$$

$$m_{totprp21} = \frac{m_{liq22}}{1 - x_{21}} \quad (2.43)$$

• **EDC 232 :**

$$m_{liq17} \times (h_{18} - h_{17}) = m_{tot1} \times (h_{32} - h_{28}) + m_{gn} \times (h_{33} - h_{30}) \quad (2.44)$$

$$\rightarrow m_{liq17} = \frac{m_{tot1} \times (h_{32} - h_{28}) + m_{gn} \times (h_{33} - h_{30})}{(h_{18} - h_{17})}$$

$$m_{liq16} = m_{liq17} + m_{totprp21}$$

$$m_{totprp16} = \frac{m_{liq16}}{1 - x_{16}} \quad (2.45)$$

• **EDC 233 :**

$$m_{liq13} \times (h_{14} - h_{13}) = m_{tot1} \times (h_{34} - h_{32}) + m_{gn} \times (h_{35} - h_{33}) \quad (2.46)$$

$$\rightarrow m_{liq13} = \frac{m_{tot1} \times (h_{34} - h_{32}) + m_{gn} \times (h_{35} - h_{33})}{(h_{14} - h_{13})}$$

$$m_{liq12} = m_{liq13} + m_{totprp16} \quad (2.47)$$

$$m_{totprp16} = \frac{m_{liq12}}{1 - x_{12}}$$

• **Mélangeur 231 :**

$$m_{vap24} \times h_{24} = (m_{vap19} \times h_{19}) + (m_{vap24} \times h_{24}) \quad (2.48)$$

$$m_{vap19} = (m_{totprp16} \times x_{16}) + m_{liqprp17}$$

$$m_{vap24} = m_{totprp21} \quad (2.49)$$

$$m_{vap25} = m_{vap24} + m_{vap19}$$

$$h_{25} = \frac{(m_{vap19} \times h_{19}) + (m_{vap24} \times h_{24})}{(m_{vap25})} \quad (2.50)$$

• **Mélangeur 232 :**

$$m_{vap27} \times h_{27} = (m_{vap26} \times h_{26}) + (m_{vap15} \times h_{15}) \quad 2.51$$

$$m_{vap15} = (m_{totprp12} \times x_{12}) + m_{liqprp13}$$

$$m_{vap26} = m_{vap15}$$

$$m_{vap27} = m_{vap26} + m_{vap15}$$

$$h_{27} = \frac{(m_{vap15} \times h_{15}) + (m_{vap26} \times h_{26})}{(m_{vap27})}$$

- **La puissance de compresseur :**

$$\rightarrow W_{\text{cethy1}} = \frac{m_{\text{totethy21}} \times (h_{24} - h_9)}{3600} \text{Photo cmprsr231} \quad 2.52$$

$$\rightarrow W_{\text{cethy2}} = \frac{m_{\text{vap25}} \times (h_{26} - h_{25})}{3600} \text{Photo cmprsr232} \quad 2.53$$

$$\rightarrow W_{\text{cethy3}} = \frac{m_{\text{vap27}} \times (h_{10} - h_{27})}{3600} \text{Photo cmprsr233} \quad 2.54$$

- **La puissance frigorifique :**

$$\rightarrow Q_{f1} = \frac{m_{\text{liqethy21}} \times (h_{23} - h_{22})}{3600} \quad (2.55)$$

$$\rightarrow Q_{f2} = \frac{m_{\text{liqethy17}} \times (h_{18} - h_{17})}{3600} \quad (2.56)$$

$$\rightarrow Q_{f3} = \frac{m_{\text{liqethy}} \times (h_{14} - h_{13})}{3600} \quad (2.57)$$

- **Le coefficient de performance :**

$$\rightarrow COP_{\text{ethy}} = \frac{\sum Q_f}{\sum W_{\text{Cethy}}}$$

- **Le coefficient de performance idéal (Carnot) :**

$$\rightarrow COP_{\text{Carnot}} = \frac{T_{29} + 273}{(T_{35} + 273) + (T_{29} + 273)} = \text{Constant}$$

- **Le rendement du cycle éthylène tri-étages :**

$$\rightarrow \eta = \frac{COP_{\text{ethy}}}{COP_{\text{Carnot}}} \quad (2.58)$$

Chapitre III. Etude des performances du procédé Cascade

III.1.Introduction

Dans ce chapitre, les performances du procédé cascade seront étudiés. Les paramètres de performances considérés sont les suivants :

- Les débits des trois réfrigérants propane, éthylène et méthane.
- Les puissances de compression nécessaires au fonctionnement de chaque boucle de réfrigération.
- Le COP et le rendement de chaque boucle.

Pour mettre en évidence l'effet du nombre d'étages de réfrigération sur ces paramètres trois cas ont été envisagés :

- **Cas 1** : Une configuration mono-étage pour chaque cycle ;
- **Cas 2** : Une configuration bi-étage puis tri-étage pour le cycle propane en gardant les deux autres boucles à la configuration mono-étage ;
- **Cas 3** : Le deuxième cycle (éthylène) en configuration tri-étage et une configuration mono-étage pour les deux autres cycles.

L'étude a été menée en effectuant une évaluation des performances considérées à l'aide d'un programme élaboré sous l'EES. Ce programme est présenté en ANNEXE.

Pour les calculs, le gaz naturel a été considéré composé, uniquement, du méthane (méthane pure). Les variables thermodynamiques du GN à l'entrée de la boucle propane sont reportées dans le tableau III.1.

Tableau III.1. Paramètres du gaz naturel à l'entrée de la boucle propane.

Débit	100 ton/h
Pression	40 bar
Température	40°C

Il est également à noter que, dans cette étude, les évolutions ont été supposées parfaites. Ainsi, les pertes de charges et les pertes thermiques ont été négligées. Aussi, la compression est considérée comme étant une compression isentropique (rendement isentropique de compression égal à 100%).

III.2. Validation du programme élaboré sous l'EES

Le programme élaboré l'EES pour l'évaluation des performances du procédé cascade considéré a été validé par la comparaison de ces résultats avec ceux issus d'un autre logiciel commercial reconnu « HYSYS ». Les paramètres de comparaison sont les pressions de refoulement des différents compresseur (nécessaire à la condensation des réfrigérations aux différentes températures) et les températures atteintes après détente des réfrigérants dans le cas des cycles mono-étage de réfrigération. Les résultats de comparaison, illustrés sur le tableau III.2, montrent une très bonne concordance entre les deux logiciels. En effet, l'écart maximum entre les valeurs données par les deux logiciels est de 1.21%.

Tableau III.2. Résultats de validation du programme élaboré.

		EES	HYSYS	Ecart (%)
P (bar) refoulement du compresseur	Propane	13,69	13,73	0,29
	Ethylène	17,81	17,83	0,11
	Méthane	30,9	31,28	1,21
T (°C) Après détente	Propane	-38,19	-38,25	0,16
	Ethylène	-100,9	-101,1	0,20
	Méthane	-159,4	-159,5	0,06

III.3. Résultats des performances obtenus

III.3.1. Résultats pour le cas 1 : Cycles mono-étage

Les résultats de calculs des performances du procédé cascade pour le cas 1 (configuration mono-étage pour tous les cycles) sont résumés sur les tableaux III.3-8.

Tableau III.3. Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant propane de la boucle mono-étage relative à la figure II.7.c.

Points	h (kJ/kg)	T (°C)	P (bar)	s(kJ/kg°C)
17	530,5	-38,19	1.2	2.438
18	645,5	53,95	13.69	2.438
19	307,8	40	13.69	
20	307,8	-38,19	1.2	
21	-5,797	40	17.81	
22	-475,4	-33	17.81	
23	5,692	40	30.9	
24	-173,4	-33	30.9	
25	-2,637	40	40	
26	-189	-33	40	

Tableau III.4. Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant éthylène de la boucle mono-étage relative à la figure II.7.b.

Points	h (kJ/kg)	T (°C)	P (bar)	s(kJ/kg°C)
9	-175,7	-100,9	1,2	-0,806
10	4,906		17,81	-0,806
11	-475,3	-33	17,81	
12	-475,3	-100,9	1,2	
13	-173,4	-33	30,9	
14	-641,8	-95,87	30,9	
15	-189	-33	40	
16	-646,5	-95,87	40	

Tableau III.5. Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant méthane de la boucle mono-étage relative à la figure II.7.a.

Points	h (kJ/kg)	T (°C)	P (bar)	s(kJ/kg°C)
1	-269,2	-100	1,2	-1,253
2	169,6	105,9	30,9	-1,253
3	-746,9	-95	30,9	
4	-746,9	-118	30,9	
5	-746,9	-159,4	1,2	
6	-396,6	-159,4	1,2	
7	-641,6	-95	40	
8	-880,6	-154,4	40	

Tableau III.6. Résultats des performances du procédé cascade (mono-étage).

Boucle Mono-étage	Débit (ton/h)	Puissance Compression (MW)	COP	Rendement %
Propane	685,648	21,913	1,935	58,87
Ethylène	259,442	13,018	1,658	57,76
Méthane	68,241	8,318	1,935	40,2

III.3.2. Résultats pour le cas 2 : boucle propane bi-étages et tri-étages

Ici, la seule modification, par rapport au cas précédent, réside dans l'augmentation du nombre d'étages du cycle de propane. Ainsi, seules les performances de ce cycle sont évaluées. Les performances des deux autres cycles sont identiques à celles trouvées pour le premier cas. Les tableaux III.7-9 illustrent les résultats de calculs des performances obtenus pour ce cas.

Tableau III.7. Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant propane de la boucle bi-étage relative à la figure II.12.

Points	h (kJ/kg)	T (°C)	P (bar)	s(kJ/kg°C)
17	530.5		1.2	2.438
18	634.1		13	2.41
19	307.8	40	13	
20	307.8	-3.188	4.3	
21	192	-3.188	4.3	
22	571.1		4.3	
23	571.1		4.3	
24	192	-3.188	4.3	
25	192		1.2	
26	1008	-38.19	1.2	
27	530.5		1.2	
28	-98.17	1.812	40	
29	-189	-33	40	
30	-87.06	18.12	30.9	
31	-173.4	-33	30.9	
32	-70.58	1.812	17.81	
33	-475.3	-33	17.81	
34	588.4		4.3	2.438
35	580.7	2.294	4.3	2.41
36	-2.637	40	40	
37	5.692	40	30.9	
38	-3.828	40	17.81	

Tableau III.8. Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant propane de la boucle tri-étage relative à la figure II.16.

Points	h (kJ/kg)	T (°C)	P (bar)	s(kJ/kg°C)
17	530.5		1.2	2.438
18	635.2	49.26	13.69	2.406
19	307.8	40	13.69	
20	307.8	15.91	7.5	
21	241.1	15.91	7.5	
22	591.7	15.91	7.5	
23	591.7		7.5	
24	241.1	15.91		
25	241.1	-3.937	4.2	
26	190.1	-3.937	4.2	
27	570.3		4.2	
28	570.3		4.2	
30	190.1	-38.19	1.2	
31	108.8	-38.19	1.2	
32	530.5		1.2	
33	587.3		4.2	2.438
34	583.3		4.2	2.424
35	611.3		7.5	2.424
36	606		7.5	2.406
37	-189.5	-33.19	40	
38	-100.1	1.063	40	
39	-173.8	-33.19	30.9	
40	-88.89	1.063	30.9	
41	-475.8	-33.19	17.81	
42	-72.32	1.063	17.81	
43	-50.22	20.91	40	
44	-40.67	20.91	30.9	
45	-37.32	20.91	17.81	
46	-2.637	40	40	
47	5.692	40	30.9	
48	-3.828	40	17.81	

Tableau III.9. Résultats des performances de la boucle propane bi-étages et tri-étages.

Etage propane	Débit (ton/h)	Puiss. Compression (MW)	COP	Rendement %
Bi-étage	636,346	15,120	2,814	85,69
Tri-étage	624,098	14,150	3,011	91,53

III.3.3. Résultats pour le cas 3 : boucle éthylène tri-étages

Par rapport au premier cas, les changements apportés par le troisième cas affectent les deux premiers cycles. Ainsi, les paramètres recherchés dans ce cas sont les variables thermodynamiques de la boucle Ethylène à trois étages et les performances des deux premiers cycles. Les résultats trouvés sont regroupés dans les tableaux III.10-III.12

Tableau III.10. Résultats des états thermodynamiques du réfrigérant éthylène de la boucle tri-étage relative à la figure II.21.

Points	h (kJ/kg)	T (°C)	P (bar)	s(kJ/kg°C)
9	-175,7		1,2	-0,806
10	-34,17	22,71	17,81	-0,9334
11	-475,3		17,81	
12	-475,3		7,25	
13	-554,1	-61,11	7,25	
14	-145,4		7,25	
15	-145,4		7,25	
16	-554,1		2,95	
17	-610,5	-83,2	2,95	
18	-160,2		2,95	
19	-160,2		2,95	
20			2,95	
21	-610,5		1,2	
22	-653,7		1,2	
23	-175,7		1,2	
24	-126,5		2,95	-0,806
25	-136,3		2,95	-0,8525
26	-78,63		7,25	-0,8525
27	-98,73		7,25	-0,9334
28	-300,9	-78,2	30,9	
29	-636,1	-95	30,9	
30	-338,9	-78,2	40	
31	-641,6	-95	40	
32	-234,4	-56,11	30,9	
33	-256,1	-56,11	40	
34	-173,4	-33	30,9	-0,806
35	-189	-33	40	-0,9334

Tableau III.11. Résultats des performances de la boucle éthylène tri-étages.

Boucle	Débit (ton/h)	Puiss. Compression (MW)	COP	Rendement %
Ethylène tri-étage	246,434	8,851	2,412	84

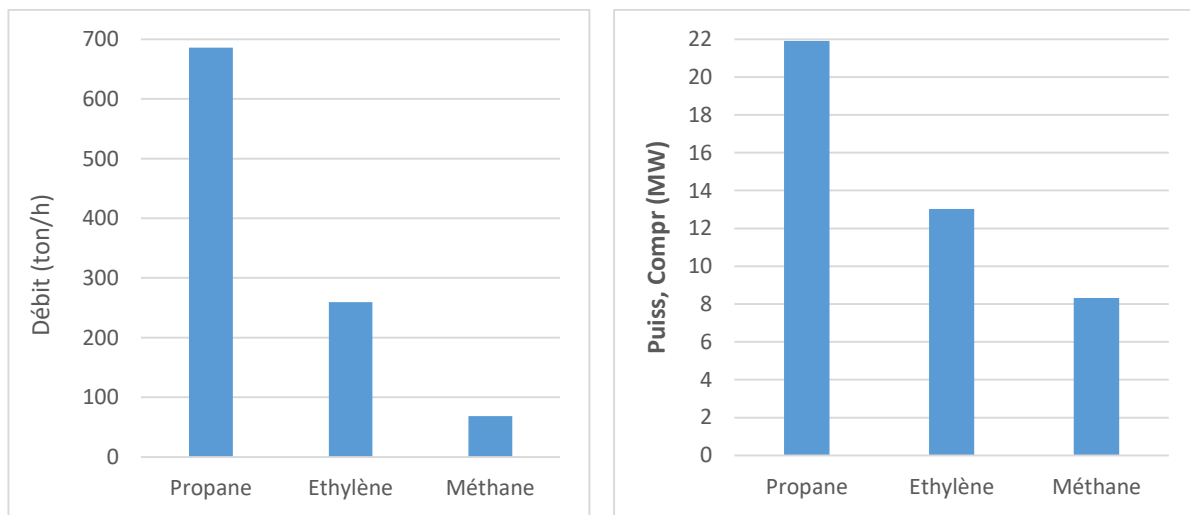
Tableau III.12. Résultats des performances de la boucle propane mono-étage après changement du nombre d'étage éthylène de cas mono-étage au cas tris-étage.

Boucle	Débit (ton/h)	Puiss. Compression (MW)	COP	Rendement %
Propane Mono-étage	658,218	21,036	1,935	58,87

III.4. Interprétation de résultats des performances

III.4.1. Analyse des paramètres de fonctionnement des boucles mono-étage

Les figures (III.1.a et b) illustrent respectivement les débits et puissances de compression nécessaires à chacune des boucles mono-étage.



(a) Débits des réfrigérants

(b) Puissance de compression

Fig.III.1. Paramètres de fonctionnement des boucles mono-étage

La figure (III.1.a) montre que le débit massique du propane est bien plus important que celui de l'éthylène qui à son tour est plus important que celui du méthane. En effet, le propane doit non seulement refroidir le GN mais aussi les deux autres réfrigérants d'où le fort besoin en débit de réfrigérant à évaporer (puissance frigorifique importante). De même, le débit de l'éthylène est plus important que celui du méthane, car il doit refroidir ce dernier en plus de la charge GN.

La puissance nécessaire des compresseurs représente une grande partie de la consommation énergétique de l'usine de liquéfaction. Il est très important de déterminer la puissance requise de chaque compresseur afin de procéder au choix des machines d'entrainements (turbine à gaz, turbine à vapeur ou moteur électrique). Il est connu que la puissance de compression diminue avec l'augmentation de la masse molaire du gaz à compresser (plus un gaz est lourd plus il sera facile à compresser). En général, dans notre cas d'étude, trois paramètres sont en faveur de l'augmentation de la puissance de compression, à savoir : la réduction de la masse molaire du gaz, l'augmentation de la pression de refoulement à atteindre (taux de compression) et l'augmentation du débit massique. La figure III.1.b montre que le plus grand besoin en puissance de compression s'exprime au niveau de la boucle propane suivie de la boucle éthylène et enfin de la boucle méthane ($W_{C3} > W_{C2} > W_{C1}$). En effet, lorsqu'on progresse de la boucle propane vers la boucle méthane, malgré la masse molaire ($M_{C3} > M_{C2} > M_{C1}$) et le niveau de pression de refoulement ($P_{C3} < P_{C2} < P_{C1}$) qui vont en faveur d'une augmentation de la puissance de compression, l'effet du débit décroissant dans cette progression s'avère plus important.

III.4.2. Effet de la variation du nombre d'étages de réfrigération de la boucle propane

Les figures (II.2.a et b) représentent respectivement la variation du débit de propane et de la puissance de compression engendrées par l'augmentation du nombre d'étages de réfrigération de la boucle propane.

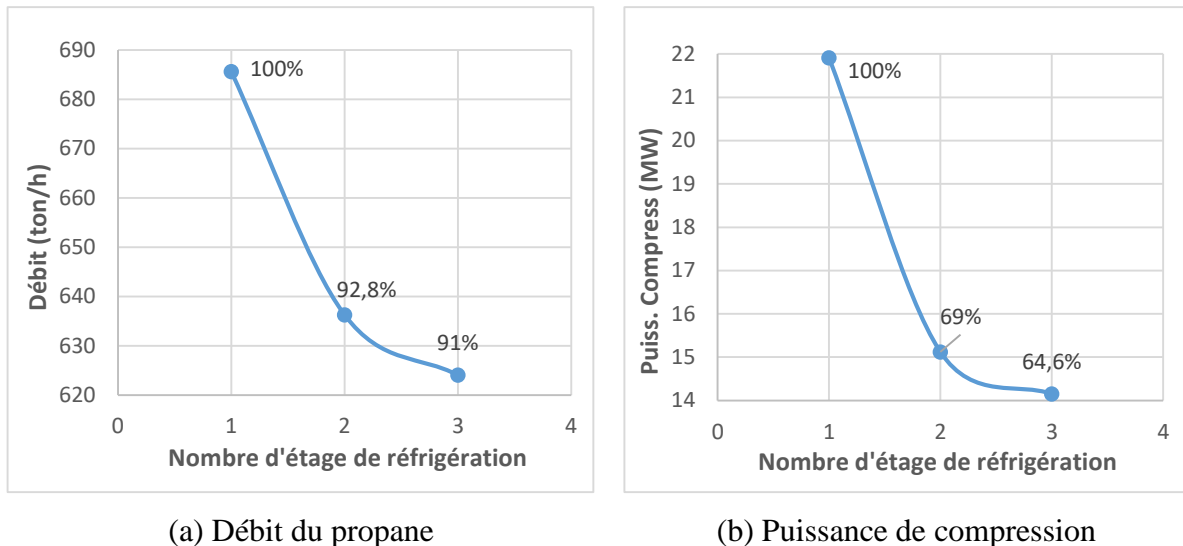
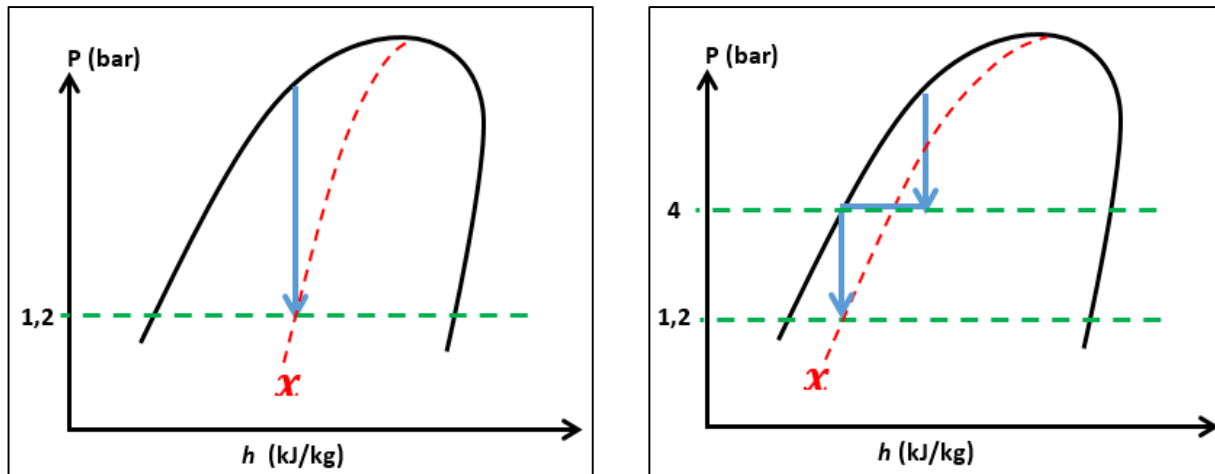


Fig.III.2. Evolution du débit et de la puissance de compression avec l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération de la boucle propane

La figure (III.2.a) montre une réduction du débit de propane nécessaire pour développer la puissance de réfrigération requise avec l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération. Soit, des réductions, par rapport au cas mono-étage, de -7,2% et -9% sont enregistrées respectivement pour les cas bi et tri-étage.

Il est à rappeler que la puissance frigorifique développée par le cas mono, bi et tri-étage est constante car le besoin en froid est défini par la chaleur extraite du gaz naturel, de l'éthylène et du méthane réfrigérant. De ce fait, la puissance frigorifique est développée pour les cas bi et tri-étage avec un débit de propane réduit par rapport à celui observé pour le cas mono-étage. Autrement dit, la production frigorifique par kilogramme (kg) de fluide est plus importante dans les cas multi-étages de réfrigération. En effet, la détente du réfrigérant par palier permet de réduire la quantité de vapeur (titre vapeur) produite lors de la détente (voir fig.III.3). Ceci permet de bénéficier d'un débit de liquide nécessaire au niveau de l'évaporateur avec un débit total de propane réduit.



(a) Titre vapeur pour un cycle mono-étage de détente.

(b) Titre vapeur pour un cycle à 02 étages de détente.

Fig.III.3- Titre vapeur lors de la détente des cycles mono-étage et à 02 étages et de réfrigération.

Tout comme le débit, la puissance de compression connaît également une réduction avec l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération. La figure (II.2.b) indique une réduction de cette puissance de -31 % et -35,5% respectivement pour le cas bi-étage et tri-étage par rapport au cas mono-étage. Il est à noter que le taux de cette réduction est bien plus important que celui du débit. Aussi, le taux de réduction est bien plus important encore entre le cycle mono-étage et bi-étage qu'entre le bi-étage et tri-étage.

Cette réduction de la puissance de compression avec l'augmentation du nombre d'étages est due, non seulement à la réduction du débit mais aussi à la réduction du travail de compression. Cette réduction de ce dernier (travail de compression) peut être expliquée en se référant aux figures (III.4.a et b) qui représente le chemin de compression du propane pour le cas mono et tri-étage. En effet, pour le cas mono-étage (fig. III.4.a), la totalité du débit est compressé de 1,2 bar jusqu'à 13,7 bar (long chemin de compression). Tandis que pour le cas tri-étage (fig. III.4.b), une partie du débit est déviée pour être compressé de 7,5 bar à 13 bar (chemin de compression plus court), une seconde partie est déviée à 4,2 bar, et la dernière partie (dernier étage) qui correspond au chemin de compression plus long de 1,2 bar à 13 bar. Cette répartition du débit en plusieurs paliers de pression allège le travail de compression et par conséquent la puissance de compression.

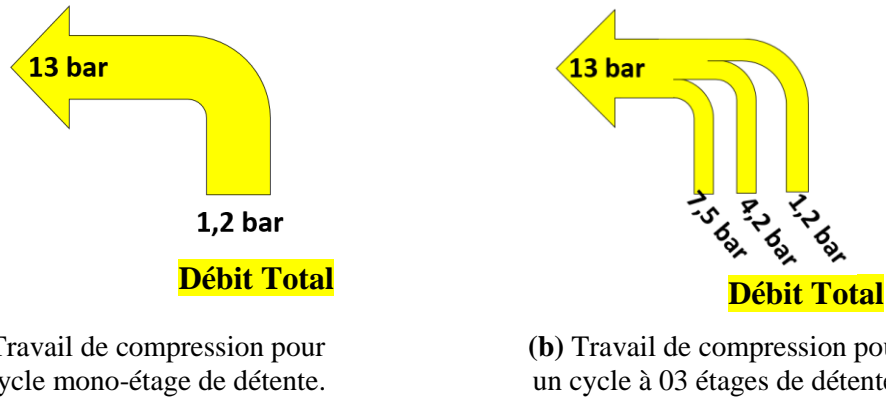


Fig.III.4- Travail de compression pour les cycles mono-étage et à 02 étages et de réfrigération.

Les figures (II.5.a et b) représentent respectivement l'évolution du COP et rendement de la boucle propane avec l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération utilisé. Ces figures montrent un profile inverse des courbes COP et rendement par rapport au courbe débit et puissance de compression observées sur les figures (III.2.a et b). En effet, ce profile inverse des courbes indique une augmentation du COP (et par conséquent du rendement) avec l'augmentation du nombre d'étages de réfrigération. Cette augmentation du rendement est due à la réduction de la puissance de compression pour une puissance frigorifique constante.

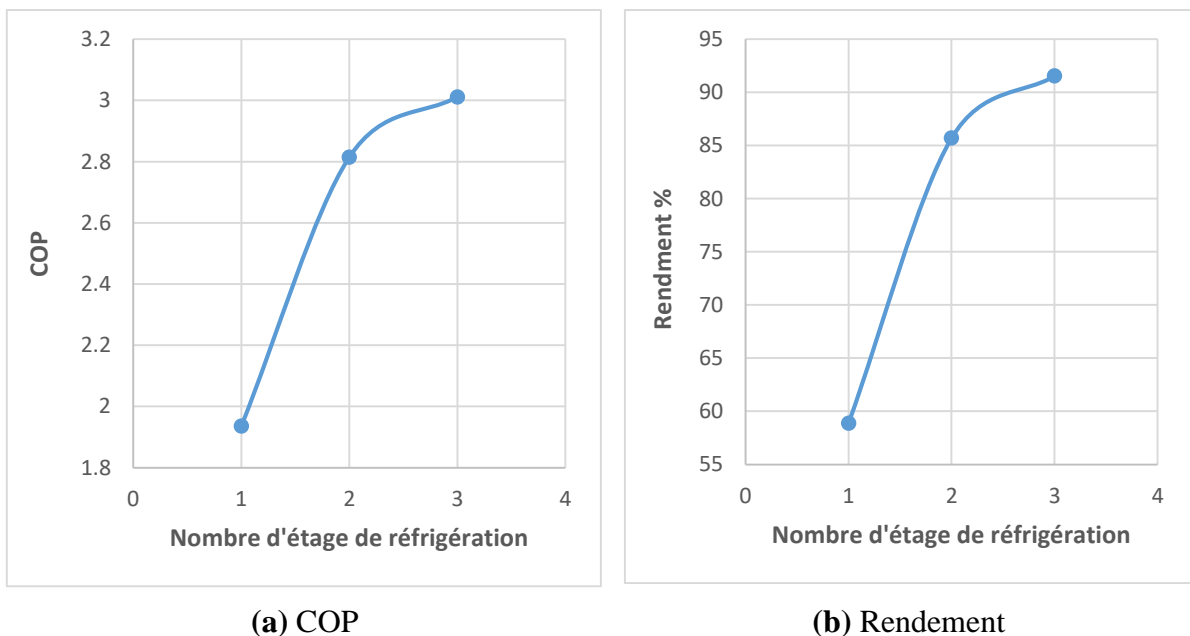


Fig.III.5. Evolution du COP et du rendement avec l'augmentation du nombre d'étage de réfrigération de la boucle propane

III.4.3. Effet de la variation du nombre d'étage de réfrigération de la boucle éthylène

Les figures (III.6.a-d) illustrent, respectivement, la variation des débits, puissance de compression, COP et rendement des boucles éthylène (tri-étage) et propane (mono-étage) avec la variation du nombre d'étages de la boucle éthylène.

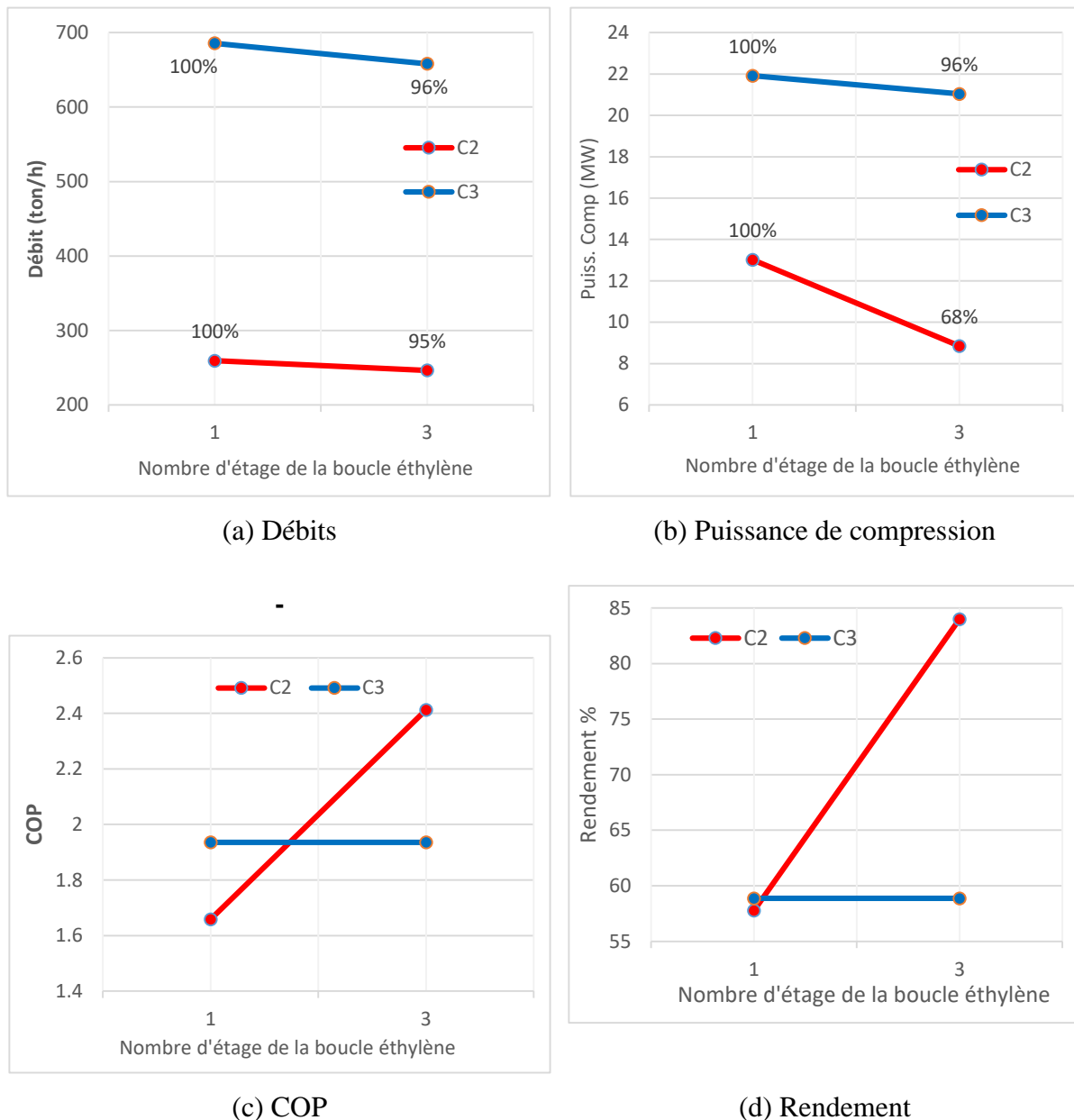


Fig.III.6. Evolution des performances des boucles propane et éthylène avec l'augmentation du nombre d'étage de la boucle éthylène.

Ces figures (II.6), indiquent une évolution des paramètres de marches de la boucle éthylène similaire à ceux observés sur la boucle propane (fig.2 et 5) avec l'augmentation du nombre d'étages. A savoir, une réduction du débit d'éthylène et de sa puissance de compression de -5% et -32% respectivement lorsque nous passons d'une configuration mono-étage à une configuration tri-étage. A noter également que la réduction de puissance de compression est bien plus importante que le débit d'éthylène et ce pour les mêmes raisons citées pour le cas de la boucle propane tris-étages (voir section III.4.2)

La variation du débit d'éthylène affecte également les paramètres de fonctionnement de la boucle propane car nous rappelons que la boucle propane assure la condensation de l'éthylène. En effet, les figures (III.6.a et b) montre qu'une réduction de 5% du débit d'éthylène a entraîné une baisse de 4% du débit de propane qui à son tour a entraîné une baisse de 4% également de la puissance de compression du propane. Cependant, aucun changement du rendement de la boucle propane n'est remarqué sur la figure (III.6.d), car, certes la réduction du débit de propane a réduit la puissance de compression mais aussi la puissance frigorifique avec un même taux, ce qui explique maintient un COP et rendement constants.

Conclusion

Nous avons dans cette étude, élaboré un programme de calcul sous l'EES à fin d'évaluer les bilans énergétiques et les paramètres de fonctionnement du procédé de réfrigération à cascade. Les démarches de détermination des paramètres (états) thermodynamiques tels que la pression de refoulement de compresseur, les températures de détente, l'enthalpie et l'entropie des réfrigérants ont été présentées et expliquées brièvement. Les expressions nécessaires aux calculs des débits, puissance de compression, COP et rendement ont été aussi mises en évidences.

L'évaluation des performances du procédé à cascade a envisagé trois cas : une configuration mono-étage pour chaque cycle, une variation du nombre d'étages du cycle du propane, et finalement un cycle d'éthylène de trois étages.

L'étude des trois cycles de réfrigération (propane, méthane et éthylène) a révélée l'importance de l'utilisation des cycles à multi-étages la réduction de la consommation énergétique du procédé. En effet, il a été démontré que l'augmentation du nombre d'étages de réfrigération améliore considérablement le rendement des différentes boucles de réfrigération toute en réduisant le débit du réfrigérant nécessaire au développement de la puissance frigorifique requise ainsi que la puissance de compression.

Références

- [1] M. DAOUD Sid'Ahmed « Réfrigération & Liquéfaction des Gaz ». Formation Ingénieurs Spécialisés En GNL. IAP-Arzew - Département GRP. Mars 2018.
- [2] M. Belkadi « TECHNOLOGIE DU GNL ». Formation Ingénieurs Spécialisés En GNL. IAP-Boumerdes - Département GRP. Mars 2013.
- [3] D.L. Andress « The Phillips Optimized Cascade LNG Process- A Quarter Century Of Improvements ». Phillips Petroleum Company. 1996.
- [4] Manuel opératoire et P&ID GL4Z .
- [5] Walter F. Castle « How To Improve Energy Efficiency In Refrigerating Equipment » Bulletin Of The International Institute Of Refrigeration. 17th Informatorv Note. 2004.
- [6] Saeid M. ; John Y. M. ; Jaleel V. V. ; and David A. W. ; « Handbook of Liquefied Natural Gas ». First edition 2014.
- [7] Gas Processors Suppliers Association Engineering Data Book, FPS VERSION Volumes I & II, Sections 1-26T. 20th Edition. 2004.
- [8] Bailly M., Thermodynamique Technique, Bordas.
- [9] Béatrice FISCHER et Gilles FERSCHNEIDER, Liquéfaction du gaz naturel, TI (j3601), 2010.
- [10] Dr. Justin Bukowski et Al. « Innovations In Natural Gas Liquefaction Technology For Future LNG Plants And Floating LNG Facilities ». International Gas Union Research Conference 2011.

ANNEXE

- Programme mono-étage

"boucle Méthane"

```

mgnc1=100000
DT=5
P[7]=40
T[7]=-95
P[8]=40
T[3] = -95
x[3]=0
T[1]=-100
P[1]=1,2
T[4]=-118
x[6]=1
P[5]=P[1]
h[1]=Enthalpy(Methane;T=T[1];P=P[1])
P[3]=Pressure(Methane;T=T[3];x=x[3])
P[2]=P[3]
S[1]=Entropy(Methane;T=T[1];P=P[1])
S[2]=S[1]
T[2]=Temperature(Methane;P=P[2];s=S[2])
h[2]=Enthalpy(Methane;T=T[2];P=P[2])
P[4]=P[3]
h[4]=Enthalpy(Methane;T=T[4];P=P[4])
h[5]=h[4]
T[5]=Temperature(Methane;h=h[5];P=P[5])
T[6]=T[5]
h[6]=Enthalpy(Methane;T=T[6];x=x[6])
T[8]=T[5]+DT
h[7]=Enthalpy(Methane;T=T[7];P=P[7])
h[8]=Enthalpy(Methane;T=T[8];P=P[8])
mtot[1]=(mgnc1*(h[7]-h[8]))/(h[6]-h[5])
wc[1]=((mtot[1])*(h[2]-h[1]))/3600
Qf[1]=(mtot[1])*(h[6]-h[5])/3600

```

"Ethylene"

```

P[9]=1,2
x[9]=1
T[11]=-33
x[11]=0
P[11]=Pressure(Ethylene;T=T[11];x=x[11])
h[11]=Enthalpy(Ethylene;P=P[11];x=x[11])
h[9]=Enthalpy(Ethylene;P=P[9];x=x[9])
S[9]=Entropy(Ethylene;x=x[9];P=P[9])
S[10]=S[9]
P[10]=P[11]

```

```

h[10]=Enthalpy(Ethylene;P=P[10];s=S[10])
P[12]=P[9]
h[12]=h[11]
T[12]=Temperature(Ethylene;P=P[12];h=h[12])

```

" Méthane"

```

P[13]=30,9
T[13]=-33
h[13]=Enthalpy(Methane;T=T[13];P=P[13])
P[14]=P[13]
T[14]=T[12]+DT
h[14]=Enthalpy(Methane;T=T[14];P=P[14])
P[15]=40
T[15]=-33
h[15]=Enthalpy(Methane;T=T[15];P=P[15])
P[16]=40
T[16]=T[12]+DT
h[16]=Enthalpy(Methane;T=T[16];P=P[16])
mtot[9]= ((mgnc1*(h[15]-h[16]))+(68241*(h[13]-
h[14])))/(h[9]-h[12])
wc[9]=((mtot[9])*(h[10]-h[9]))/3600
Qf[9]=(mtot[9])*(h[9]-h[12])/3600
COPethy[16]=Qf[9]/wc[9]
COPcarnotethy=2,871
rendethy[16]=COPethy[16]/COPcarnotethy

```

"propane"

```

P[17]=1,2
x[17]=1
T[19]=40
x[19]=0
h[17]=Enthalpy(Propane;x=x[17];P=P[17])
S[17]=Entropy(Propane;x=x[17];P=P[17])
T[17]=Temperature(Propane;P=P[17];x=x[17])
h[19]=Enthalpy(Propane;x=x[19];T=T[19])
P[19]=Pressure(Propane;T=T[19];x=x[19])
P[18]=P[19]
S[18]=S[17]
h[18]=Enthalpy(Propane;P=P[18];s=S[18])
T[18]=Temperature(Propane;P=P[18];s=S[18])
h[20]=h[19]
P[20]=P[17]
T[20]=Temperature(Propane;P=P[20];h=h[20])
P[21]=17,81
T[21]=40
h[21]=Enthalpy(Ethylene;T=T[21];P=P[21])
P[22]=P[21]
T[22]=-33
h[22]=Enthalpy(Ethylene;T=T[22];P=P[22])

```

$P[23]=30,9$
 $T[23]=40$
 $h[23]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[23];P=P[23])$
 $P[24]=P[23]$
 $T[24]=-33$
 $h[24]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[24];P=P[24])$
 $P[25]=40$
 $T[25]=40$
 $h[25]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[25];P=P[25])$
 $P[26]=40$
 $T[26]=-33$
 $h[26]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[26];P=P[26])$
 $mtot[17]=(((mgnc1*(h[25]-h[26]))+(mtot[9]*(h[21]-h[22]))+(mtot[1]*(h[23]-h[24])))/(h[17]-h[20]))$
 $wc[17]=((mtot[17]*(h[18]-h[17]))/3600$
 $Qf[17]=(mtot[17]*(h[17]-h[20])/3600$
 $COPtot[27]=(Qf[1]+Qf[9]+Qf[17])/(wc[1]+wc[9]+wc[17])$
 $COPprp[26]=Qf[17]/wc[17]$
 $COPcarnotpro[26]=(T[26]+273)/((T[25]+273)-(T[26]+273))$
 $rend[26]=COPprp[26]/COPcarnotpro[26]$

- Programme propane bi-étages

" Méthane"

$mgnc1=100000$
 $DT=5$
 $P[7]=40$
 $T[7]=-95$
 $P[8]=40$
 $T[3] = -95$
 $x[3]=0$
 $T[1]=-100$
 $P[1]=1,2$
 $T[4]=-118$
 $x[6]=1$
 $P[5]=P[1]$
 $h[1]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[1];P=P[1])$
 $P[3]=\text{Pressure}(\text{Methane};T=T[3];x=x[3])$
 $P[2]=P[3]$
 $S[1]=\text{Entropy}(\text{Methane};T=T[1];P=P[1])$
 $S[2]=S[1]$
 $T[2]=\text{Temperature}(\text{Methane};P=P[2];s=S[2])$
 $h[2]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[2];P=P[2])$
 $P[4]=P[3]$
 $h[4]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[4];P=P[4])$
 $h[5]=h[4]$
 $T[5]=\text{Temperature}(\text{Methane};h=h[5];P=P[5])$
 $T[6]=T[5]$

$h[6]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[6];x=x[6])$
 $T[8]=T[5]+DT$
 $h[7]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[7];P=P[7])$
 $h[8]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[8];P=P[8])$
 $mtot[1]=(mgnc1*(h[7]-h[8]))/(h[6]-h[5])$
 $wc[1]=((mtot[1]*(h[2]-h[1]))/3600$
 $Qf[1]=(mtot[1]*(h[6]-h[5])/3600$

"Ethylene"

$P[9]=1,2$
 $x[9]=1$
 $T[11]=-33$
 $x[11]=0$
 $P[11]=\text{Pressure}(\text{Ethylene};T=T[11];x=x[11])$
 $h[11]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[11];x=x[11])$
 $h[9]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[9];x=x[9])$
 $S[9]=\text{Entropy}(\text{Ethylene};x=x[9];P=P[9])$
 $S[10]=S[9]$
 $P[10]=P[11]$
 $h[10]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[10];s=S[10])$
 $P[12]=P[9]$
 $h[12]=h[11]$
 $T[12]=\text{Temperature}(\text{Ethylene};P=P[12];h=h[12])$

" Méthane"

$P[13]=30,9$
 $T[13]=-33$
 $h[13]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[13];P=P[13])$
 $P[14]=P[13]$
 $T[14]=T[12]+DT$
 $h[14]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[14];P=P[14])$
 $P[15]=40$
 $T[15]=-33$
 $h[15]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[15];P=P[15])$
 $P[16]=40$
 $T[16]=T[12]+DT$
 $h[16]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[16];P=P[16])$
 $mtot[9]=((mgnc1*(h[15]-h[16]))+(68241*(h[13]-h[14])))/(h[9]-h[12])$
 $wc[9]=(mtot[9]*(h[10]-h[9])/3600$
 $Qf[9]=(mtot[9]*(h[9]-h[12])/3600$

"propane"

$P[18]=13$
 $x[19]=0$
 $T[19]=40$
 $P[19]=13$
 $h[19]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};T=T[19];x=x[19])$
 $P[20]=4,3$
 $h[20]=h[19]$
 $T[20]=\text{Temperature}(\text{Propane};P=P[20];h=h[20])$

$x[20]=\text{Quality}(\text{Propane};P=P[20];h=h[20])$
 $x[21]=0$
 $P[21]=P[20]$
 $h[21]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};P=P[21];x=x[21])$
 $T[21]=\text{Temperature}(\text{Propane};P=P[21];h=h[21])$
 $P[22]=P[21]$
 $x[22]=1$
 $h[22]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[22];P=P[22])$
 $h[23]=h[22]$
 $P[23]=P[20]$
 $P[24]=P[20]$
 $x[24]=0$
 $T[24]=T[20]$
 $h[24]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[24];P=P[24])$
 $h[25]=h[24]$
 $P[25]=1,2$
 $x[25]=\text{Quality}(\text{Propane};P=P[25];h=h[25])$
 $P[26]=P[25]$
 $x[26]=0$
 $h[26]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[26];P=P[26])$
 $T[26]=\text{Temperature}(\text{Propane};x=x[26];h=h[26])$
 $x[27]=1$
 $P[27]=P[26]$
 $h[27]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[27];P=P[27])$
 $x[17]=x[27]$
 $P[17]=P[25]$
 $h[17]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[17];P=P[17])$
 $S[17]=\text{Entropy}(\text{Propane};h=h[17];P=P[17])$
 $T[28]=T[21]+DT$
 $P[28]=40$
 $h[28]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[28];P=P[28])$
 $T[29]=-33$
 $P[29]=P[28]$
 $h[29]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[29];P=P[29])$
 $T[30]=T[21]+DT$
 $P[30]=30,9$
 $h[30]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[30];P=P[30])$
 $P[31]=P[30]$
 $T[31]=-33$
 $h[31]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[31];P=P[31])$
 $T[32]=T[30]$
 $P[32]=17,81$
 $h[32]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};T=T[32];P=P[32])$
 $T[33]=-33$
 $P[33]=P[32]$
 $h[33]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};T=T[33];P=P[33])$
 $\text{mliqprp}[2]=((\text{mgnc}1*(h[28]-h[29]))+(mtot[9]*(h[32]-h[33]))+(mtot[1]*(h[30]-h[31])))/(h[27]-h[26])$
 $mtotprp[2]=(\text{mliqprp}[2])/(1-x[25])$
 $P[34]=P[20]$

$S[34]=S[17]$
 $h[34]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};s=S[34];P=P[34])$
 $T[36]=40$
 $P[36]=P[28]$
 $h[36]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[36];P=P[36])$
 $T[37]=T[36]$
 $P[37]=P[30]$
 $h[37]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[37];P=P[37])$
 $P[38]=P[32]$
 $T[38]=T[36]$
 $h[38]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};T=T[38];P=P[38])$
 $\text{mliqprp}[1]=((\text{mgnc}1*(h[36]-h[28]))+(mtot[1]*(h[37]-h[30]))+(mtot[9]*(h[38]-h[32])))/(h[22]-h[21])$
 $\text{mliqtot}[38]=\text{mliqprp}[1]+mtotprp[2]$
 $mtotprp[38]=\text{mliqtot}[38]/(1-x[20])$
 $\text{mvap}[23]=(mtotprp[38]*x[20])+\text{mliqprp}[1]$
 $h[35]=((mtotprp[2]*h[34])+(\text{mvap}[23]*h[23]))/(mtotprp[38])$
 $P[35]=P[23]$
 $S[35]=\text{Entropy}(\text{Propane};P=P[35];h=h[35])$
 $T[35]=\text{Temperature}(\text{Propane};P=P[35];h=h[35])$
 $S[18]=S[35]$
 $h[18]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};s=S[18];P=P[18])$
 $\text{wc}[17]=((mtotprp[2]*(h[34]-h[17]))/3600$
 $mtotprp[1]=\text{mvap}[23]+mtotprp[2]$
 $\text{wc}[35]=(mtotprp[1]*(h[18]-h[35]))/3600$
 $\text{wctotprp}[38]=\text{wc}[35]+\text{wc}[17]$
 $Qf[26]=\text{mliqprp}[2]*(h[27]-h[26])/3600$
 $Qf[22]=\text{mliqprp}[1]*(h[22]-h[21])/3600$
 $x[38]=x[25]+x[20]$
 $\text{COPprp}[38]=(Qf[26]+Qf[22])/(\text{wc}[17]+\text{wc}[35])$
 $\text{COPcarnot}[38]=(T[29]+273)/((T[36]+273)-(T[29]+273))$
 $\text{rendprp}[38]=\text{COPprp}[38]/\text{COPcarnot}[38]$
 $\text{exergie}=(\text{wctotprp}[38]-x[38])/\text{wctotprp}[38]$

- Programme propane tri-étages

- " Méthane"

- $\text{mgnc}1=100000$
 - $DT=5$
 - $P[7]=40$
 - $T[7]=-95$
 - $P[8]=40$
 - $T[3] = -95$
 - $x[3]=0$
 - $T[1]=-100$
 - $P[1]=1,2$
 - $T[4]=-118$

$x[6]=1$
 $P[5]=P[1]$
 $h[1]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[1];P=P[1])$
 $P[3]=\text{Pressure}(\text{Methane};T=T[3];x=x[3])$
 $P[2]=P[3]$
 $S[1]=\text{Entropy}(\text{Methane};T=T[1];P=P[1])$
 $S[2]=S[1]$
 $T[2]=\text{Temperature}(\text{Methane};P=P[2];s=S[2])$
 $h[2]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[2];P=P[2])$
 $P[4]=P[3]$
 $h[4]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[4];P=P[4])$
 $h[5]=h[4]$
 $T[5]=\text{Temperature}(\text{Methane};h=h[5];P=P[5])$
 $T[6]=T[5]$
 $h[6]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[6];x=x[6])$
 $T[8]=T[5]+DT$
 $h[7]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[7];P=P[7])$
 $h[8]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[8];P=P[8])$
 $mtot[1]=\frac{(mgnc1*(h[7]-h[8]))}{(h[6]-h[5])}$
 $wc[1]=\frac{(mtot[1]*(h[2]-h[1]))}{3600}$
 $Qf[1]=\frac{(mtot[1]*(h[6]-h[5]))}{3600}$

"Ethylene"

$P[9]=1,2$
 $x[9]=1$
 $T[11]=-33$
 $x[11]=0$
 $P[11]=\text{Pressure}(\text{Ethylene};T=T[11];x=x[11])$
 $h[11]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[11];x=x[11])$

$h[9]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[9];x=x[9])$
 $S[9]=\text{Entropy}(\text{Ethylene};x=x[9];P=P[9])$
 $S[10]=S[9]$
 $P[10]=P[11]$
 $h[10]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[10];s=S[10])$
 $P[12]=P[9]$
 $h[12]=h[11]$
 $T[12]=\text{Temperature}(\text{Ethylene};P=P[12];h=h[12])$

" Méthane"

$P[13]=30,9$
 $T[13]=-33$
 $h[13]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[13];P=P[13])$
 $P[14]=P[13]$
 $T[14]=T[12]+DT$
 $h[14]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[14];P=P[14])$
 $P[15]=40$
 $T[15]=-33$
 $h[15]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[15];P=P[15])$
 $P[16]=40$
 $T[16]=T[12]+DT$

$h[16]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[16];P=P[16])$
 $mtot[9]=\frac{((mgnc1*(h[15]-h[16]))+(68241*(h[13]-h[14]))}{(h[9]-h[12])}$
 $wc[9]=\frac{(mtot[9]*(h[10]-h[9]))}{3600}$
 $Qf[9]=\frac{(mtot[9]*(h[9]-h[12]))}{3600}$

"propane"

$T[19]=40$
 $x[19]=0$
 $P[19]=\text{Pressure}(\text{Propane};T=T[19];x=x[19])$
 $h[19]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};T=T[19];x=x[19])$
 $h[20]=h[19]$
 $P[20]=7,5$
 $T[20]=\text{Temperature}(\text{Propane};P=P[20];h=h[20])$
 $x[20]=\text{Quality}(\text{Propane};P=P[20];h=h[20])$
 $P[21]=P[20]$
 $x[21]=0$
 $T[21]=T[20]$
 $h[21]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[21];P=P[21])$
 $T[22]=T[21]$
 $P[22]=P[20]$
 $x[22]=1$
 $h[22]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[22];P=P[22])$
 $P[23]=P[22]$
 $h[23]=h[22]$
 $h[24]=h[21]$
 $T[24]=T[20]$
 $h[25]=h[24]$
 $P[25]=4,2$
 $T[25]=\text{Temperature}(\text{Propane};P=P[25];h=h[25])$
 $x[25]=\text{Quality}(\text{Propane};h=h[25];T=T[25])$
 $P[26]=P[25]$
 $x[26]=0$
 $h[26]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[26];P=P[26])$
 $T[26]=\text{Temperature}(\text{Propane};P=P[26];h=h[26])$
 $x[27]=1$
 $P[27]=P[26]$
 $h[27]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[27];P=P[27])$
 $x[28]=1$
 $P[28]=P[27]$
 $h[28]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[28];P=P[28])$
 $h[29]=h[26]$
 $h[30]=h[29]$
 $P[30]=1,2$
 $x[30]=\text{Quality}(\text{Propane};P=P[30];h=h[30])$
 $T[30]=\text{Temperature}(\text{Propane};P=P[30];x=x[30])$
 $x[31]=0$
 $P[31]=P[30]$
 $h[31]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[31];P=P[31])$
 $T[31]=\text{Temperature}(\text{Propane};P=P[31];h=h[31])$
 $P[32]=P[31]$

$x[32]=1$
 $h[32]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[32];P=P[32])$
 $P[37]=40$
 $T[37]=T[31]+DT$
 $h[37]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[37];P=P[37])$
 $P[39]=30,9$
 $T[39]=T[31]+DT$
 $h[39]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[39];P=P[39])$
 $P[41]=17,81$
 $x[41]=1$
 $T[41]=T[31]+DT$
 $h[41]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};T=T[41];P=P[41])$
 $T[38]=T[26]+DT$
 $P[38]=P[37]$
 $h[38]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[38];P=P[38])$
 $T[40]=T[38]$
 $P[40]=P[39]$
 $h[40]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[40];P=P[40])$
 $T[42]=T[38]$
 $P[42]=P[41]$
 $h[42]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};T=T[42];P=P[42])$
 $\text{mliqprp}[31]=((\text{mgnc}1*(h[38]-h[37]))+(mtot[1]*(h[40]-h[39]))+(mtot[9]*(h[42]-h[41])))/(h[32]-h[31])$
 $mtotprp[29]=\text{mliqprp}[31]/(1-x[30])$
 $T[43]=T[21]+DT$
 $P[43]=P[37]$
 $h[43]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[43];P=P[43])$
 $T[44]=T[43]$
 $P[44]=P[40]$
 $h[44]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[44];P=P[44])$
 $T[45]=T[44]$
 $P[45]=P[42]$
 $h[45]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};T=T[45];P=P[45])$
 $\text{mliqprp}[26]=((\text{mgnc}1*(h[43]-h[38]))+(mtot[1]*(h[44]-h[40]))+(mtot[9]*(h[45]-h[42])))/(h[27]-h[26])$
 $\text{mliqtotprp}[26]=mtotprp[29]+\text{mliqprp}[26]$
 $mtotprp[25]=\text{mliqtotprp}[26]/(1-x[25])$
 $P[46]=P[38]$
 $x[46]=0$
 $T[46]=40$
 $h[46]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[46];P=P[46])$
 $P[47]=P[44]$
 $T[47]=T[46]$
 $h[47]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[47];P=P[47])$
 $T[48]=T[46]$
 $P[48]=P[45]$
 $h[48]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};T=T[48];P=P[48])$

$\text{mliqprp}[21]=((\text{mgnc}1*(h[46]-h[43]))+(mtot[1]*(h[47]-h[44]))+(mtot[9]*(h[48]-h[45])))/(h[22]-h[21])$
 $\text{mliqtotprp}[21]=mtotprp[25]+\text{mliqprp}[21]$
 $mtotprp[20]=\text{mliqtotprp}[21]/(1-x[20])$
 $\text{mprp}[17]=mtotprp[29]$
 $x[17]=1$
 $P[17]=1,2$
 $h[17]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};x=x[17];P=P[17])$
 $S[17]=\text{Entropy}(\text{Propane};h=h[17];P=P[17])$
 $S[33]=S[17]$
 $P[33]=P[28]$
 $h[33]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};s=S[33];P=P[33])$
 $\text{mvap}[28]=(mtotprp[25]*x[25]+\text{mliqprp}[26])$
 $\text{mvap}[34]=\text{mvap}[28]+mtotprp[29]$
 $h[34]=((h[33]*mtotprp[29])+(h[28]*\text{mvap}[28]))/\text{mvap}[34]$
 $P[34]=P[33]$
 $S[34]=\text{Entropy}(\text{Propane};h=h[34];P=P[34])$
 $S[35]=S[34]$
 $P[35]=P[23]$
 $h[35]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};s=S[35];P=P[35])$
 $\text{mvap}[23]=(mtotprp[20]*x[20]+\text{mliqprp}[21])$
 $\text{mvap}[36]=mtotprp[20]$
 $h[36]=((\text{mvap}[23]*h[23])+(\text{mvap}[34]*h[35]))/\text{mvap}[36]$
 $P[36]=P[23]$
 $S[36]=\text{Entropy}(\text{Propane};h=h[36];P=P[36])$
 $S[18]=S[36]$
 $P[18]=P[19]$
 $h[18]=\text{Enthalpy}(\text{Propane};s=S[18];P=P[18])$
 $T[18]=\text{Temperature}(\text{Propane};P=P[18];s=S[18])$
 $\text{wcprp}[17]=(h[33]-h[17])*mtotprp[29]/3600$
 $\text{wcprp}[34]=\text{mvap}[34]*(h[35]-h[34])/3600$
 $\text{wcprp}[36]=\text{mvap}[36]*(h[18]-h[36])/3600$
 $\text{Qf}[31]=\text{mliqprp}[31]*(h[32]-h[31])/3600$
 $\text{Qf}[26]=\text{mliqprp}[26]*(h[27]-h[26])/3600$
 $\text{Qf}[21]=\text{mliqprp}[21]*(h[22]-h[21])/3600$
 $\text{wctotprp}[48]=\text{wcprp}[17]+\text{wcprp}[34]+\text{wcprp}[36]$
 $\text{Qftot}[48]=\text{Qf}[31]+\text{Qf}[26]+\text{Qf}[21]$
 $\text{COPprp}[48]=\text{Qftot}[48]/\text{wctotprp}[48]$
 $\text{COPcarnot}=3,29$
 $\text{rend}[48]=\text{COPprp}[48]/\text{COPcarnot}$

- Programme éthylène tri-étages

"boucle Méthane"

$\text{mgnc}1=100000$
 $DT=5$
 $P[7]=40$

$T[7]=-95$
 $P[8]=40$
 $T[3] = -95$
 $x[3]=0$
 $T[1]=-100$
 $P[1]=1,2$
 $T[4]=-118$
 $x[6]=1$
 $P[5]=P[1]$
 $h[1]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[1];P=P[1])$
 $P[3]=\text{Pressure}(\text{Methane};T=T[3];x=x[3])$
 $P[2]=P[3]$
 $S[1]=\text{Entropy}(\text{Methane};T=T[1];P=P[1])$
 $S[2]=S[1]$
 $T[2]=\text{Temperature}(\text{Methane};P=P[2];s=S[2])$
 $h[2]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[2];P=P[2])$
 $P[4]=P[3]$
 $h[4]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[4];P=P[4])$
 $h[5]=h[4]$
 $T[5]=\text{Temperature}(\text{Methane};h=h[5];P=P[5])$
 $T[6]=T[5]$
 $h[6]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[6];x=x[6])$
 $T[8]=T[5]+DT$
 $h[7]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[7];P=P[7])$
 $h[8]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[8];P=P[8])$
 $mtot[1]=(mgnc1*(h[7]-h[8]))/(h[6]-h[5])$
 $wc[1]=((mtot[1]*(h[2]-h[1]))/3600$
 $Qf[1]=(mtot[1]*(h[6]-h[5])/3600$

"Ethylene"
 $P[11]=17,81$
 $x[11]=0$
 $h[11]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[11];x=x[11])$
 $h[12]=h[11]$
 $P[12]=7,25$
 $x[12]=\text{Quality}(\text{Ethylene};P=P[12];h=h[12])$
 $P[13]=P[12]$
 $x[13]=0$
 $T[13]=\text{Temperature}(\text{Ethylene};P=P[13];x=x[13])$
 $h[13]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[13];x=x[13])$
 $x[14]=1$
 $P[14]=P[13]$
 $h[14]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[14];x=x[14])$
 $h[15]=h[14]$
 $h[16]=h[13]$
 $P[16]=2,95$
 $x[16]=\text{Quality}(\text{Ethylene};P=P[16];h=h[16])$
 $P[17]=P[16]$
 $x[17]=0$
 $T[17]=\text{Temperature}(\text{Ethylene};P=P[17];x=x[17])$
 $h[17]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[17];x=x[17])$

$P[18]=P[17]$
 $x[18]=1$
 $h[18]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[18];x=x[18])$
 $h[19]=h[18]$
 $P[21]=1,2$
 $h[21]=h[17]$
 $x[21]=\text{Quality}(\text{Ethylene};P=P[21];h=h[21])$
 $P[22]=P[21]$
 $x[22]=0$
 $h[22]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[22];x=x[22])$
 $P[23]=P[22]$
 $x[23]=1$
 $h[23]=\text{Enthalpy}(\text{Ethylene};P=P[23];x=x[23])$
 $h[9]=h[23]$
 $P[9]=P[21]$
 $S[9]=\text{Entropy}(\text{Ethylene};P=P[9];h=h[9])$
 $P[29]=30,9$
 $T[29]=-95$

"méthane"
 $h[29]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[29];P=P[29])$
 $P[28]=P[29]$
 $T[28]=T[17]+DT$
 $h[28]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[28];P=P[28])$
 $P[31]=40$
 $T[31]=-95$
 $h[31]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[31];P=P[31])$
 $P[30]=40$
 $T[30]=T[17]+DT$
 $h[30]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[30];P=P[30])$
 $methy[21]=((mgnc1*(h[30]-h[31]))+(mtot[1]*(h[28]-h[29])))/(h[23]-h[22])$
 $mtotethy[21]=(methy[21])/(1-x[21])$
 $T[32]=T[13]+DT$
 $P[32]=P[28]$
 $h[32]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[32];P=P[32])$
 $T[33]=T[32]$
 $P[33]=P[30]$
 $h[33]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[33];P=P[33])$
 $methy[17]=((mgnc1*(h[33]-h[30]))+(mtot[1]*(h[32]-h[28])))/(h[18]-h[17])$
 $mliqethy[16]=methy[17]+mtotethy[21]$
 $mtotethy[16]=mliqethy[16]/(1-x[16])$
 $T[34]=-33$
 $P[34]=P[29]$
 $h[34]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[34];P=P[34])$
 $T[35]=-33$
 $P[35]=P[31]$
 $h[35]=\text{Enthalpy}(\text{Methane};T=T[35];P=P[35])$
 $methy[13]=((mgnc1*(h[35]-h[33]))+(mtot[1]*(h[34]-h[32])))/(h[14]-h[13])$

mliqethy[12]=methy[13]+mtotethy[16]
 mtotethy[12]=mliqethy[12]/(1-x[12])
 S[24]=S[9]
 P[24]=P[17]
 h[24]=Enthalpy(Ethylene;P=P[24];s=S[24])
 mvap[19]=(mtotethy[16]*x[16])+methy[17]
 mvap[24]=mtotethy[21]
 mvap[25]=mvap[24]+mvap[19]
 h[25]=((mvap[24]*h[24])+(mvap[19]*h[19]))/(mvap[25])
 P[25]=P[16]
 S[25]=Entropy(Ethylene;P=P[25];h=h[25])
 S[26]=S[25]
 P[26]=P[12]
 h[26]=Enthalpy(Ethylene;P=P[26];s=S[26])
 mvap[15]=(mtotethy[12]*x[12])+methy[13]
 mvap[27]=mvap[15]+mvap[25]
 h[27]=(mvap[15]*h[15] +
 mvap[25]*h[26])/mvap[27]
 P[27]=P[26]
 S[27]=Entropy(Ethylene;P=P[27];h=h[27])
 S[10]=S[27]
 P[10]=P[11]
 h[10]=Enthalpy(Ethylene;P=P[10];s=S[10])
 T[10]=Temperature(Ethylene;P=P[10];h=h[10])
 wcethy[9]=(h[24]-h[9])*(mtotethy[21])/3600
 wcethy[25]=(h[26]-h[25])*mvap[25]/3600
 wcethy[27]=(h[10]-h[27])*mvap[27]/3600
 wcethy[35]=wcethy[25]+wcethy[27]+wcethy[9]
 Qf[22]=methy[21]*(h[23]-h[22])/3600
 Qf[17]=methy[17]*(h[18]-h[17])/3600
 Qf[13]=methy[13]*(h[14]-h[13])/3600
 Qfethy[35]=Qf[22]+Qf[17]+Qf[13]
 COPethy[35]=Qfethy[35]/wcethy[35]
 COPcarnotethy[35]=(T[29]+273)/((T[35]+273)-(T[29]+273))
 rend[35]=COPethy[35]/COPcarnotethy[35]

"propane"

P[36]=1,2
 x[36]=1
 T[38]=40
 x[38]=0
 h[36]=Enthalpy(Propane;x=x[36];P=P[36])
 S[36]=Entropy(Propane;x=x[36];P=P[36])
 T[36]=Temperature(Propane;P=P[36];x=x[36])
 h[38]=Enthalpy(Propane;x=x[38];T=T[38])
 P[38]=Pressure(Propane;T=T[38];x=x[38])
 P[37]=P[38]
 S[37]=S[36]
 h[37]=Enthalpy(Propane;P=P[37];s=S[37])

T[37]=Temperature(Propane;P=P[37];s=S[37])
 h[39]=h[38]
 P[39]=P[36]
 T[39]=Temperature(Propane;P=P[39];h=h[39])
 P[40]=17,81
 T[40]=40
 h[40]=Enthalpy(Ethylene;T=T[40];P=P[40])
 P[41]=P[40]
 T[41]=-33
 h[41]=Enthalpy(Ethylene;T=T[41];P=P[41])
 P[42]=30,9
 T[42]=40
 h[42]=Enthalpy(Methane;T=T[42];P=P[42])
 P[43]=P[42]
 T[43]=-33
 h[43]=Enthalpy(Methane;T=T[43];P=P[43])
 P[44]=40
 T[44]=40
 h[44]=Enthalpy(Methane;T=T[44];P=P[44])
 P[45]=40
 T[45]=-33
 h[45]=Enthalpy(Methane;T=T[45];P=P[45])
 mtot[36]=(((mgnc1*(h[44]-
 h[45]))+(mtotethy[12]*(h[40]-
 h[41]))+(mtot[1]*(h[42]-h[43])))/(h[36]-h[39])
 wc[36]=((mtot[36])*(h[37]-h[36]))/3600
 Qf[36]=(mtot[36])*(h[36]-h[39])/3600
 COPprp[45]=Qf[36]/wc[36]
 COPcarnotpro[45]=(T[45]+273)/((T[44]+273)-(T[45]+273))
 rend[45]=COPprp[45]/COPcarnotpro[45]