

République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la
Recherche Scientifique



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
Ecole Nationale Polytechnique

Ecole Nationale Polytechnique
Département de Génie Mécanique

Mémoire du Projet de Fin d'Etudes d'Ingénieur

Thème

Calcul des pertes par Boil-Off dans les lignes de
transfert du GNL : Application aux conduites du
complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z
d'Arzew

Présenté par :

M. Rachid MAIRI

Dirigé par :

Pr. M.A. AIT-ALI

Rachid

A mes parents et mes sœurs

Pour leur soutien et leur amour

A toute ma famille

Remerciements :

Je remercie Monsieur Ait Ali pour son aide, ses précieux conseils et sa disponibilité tout au long de la réalisation de ce mémoire, ainsi que pour l'intérêt qu'il a toujours porté à l'égard de mon travail.

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude envers, Messieurs : Benderdouche, Kaoula et Kacem du Complexe de Liquéfaction du gaz Naturel GL1/Z d'Arzew pour le temps qu'ils ont consacré à répondre à mes questions.

Je remercie également les membres du jury : M. Larbi (président de jury) et M. Smaili (examineur) qui ont pris le temps de lire ce document.

Je remercie tous les enseignants du département Génie Mécanique pour leur soutien tout au long de notre formation.

ملخص

الهدف من هذه الدراسة هو تحديد الأسباب التي قد تولد تبخر الغاز الطبيعي المميع "boil off" في مجمع إنتاج الغاز الطبيعي المميع، وضع طريقة لتقييم النسبة المتبخرة في خطوط النقل و تطبيق هذه الطريقة على أنابيب النقل في المجمع GL1Z بأرزيو التي تنقل الغاز الطبيعي المميع من موقع الإنتاج إلى موقع التخزين.

كلمات مفتاحية: تبخر الغاز الطبيعي المميع، الغاز الطبيعي، الغاز الطبيعي المميع.

Résumé :

L'objectif de cette étude est d'énumérer les causes susceptibles de créer du Boil-Off dans un complexe de liquéfaction du gaz naturel, de développer une procédure de calcul pour évaluer la quantité de GNL évaporé dans les lignes de transfert, et d'appliquer cette procédure aux conduites du complexe de liquéfaction GL1/Z d'Arzew qui transfèrent le GNL des trains de production jusqu'aux bacs de stockage.

Mots clés : Boil-Off, Gaz Naturel (GN), Gaz Naturel Liquéfié (GNL).

Abstract:

The objective of this study is to identify the causes that might create Boil-Off in a liquefaction complex of natural gas, to develop a procedure for estimating the amount of LNG evaporated in the transfer lines, and apply this procedure to production lines of the GL1/Z liquefaction complex in Arzew which transfer the LNG from the trains production to the storage tanks.

Keywords: Boil-Off, Natural Gas (NG), Liquid Natural Gas (LNG)

Table des matières :

Liste des symboles	8
Introduction générale.....	10
Chapitre I : L'industrie du GNL et Présentation du complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z d'Arzew	14
I. Introduction	14
II. L'industrie du GNL	14
II.1. Historique des unités de liquéfaction « Base Load ».....	15
II.2. La chaîne de transport du GNL	16
II.3. Procédés de liquéfaction.....	18
II.3.1. Cycle à cascade classique	18
II.3.2. Cycle à cascade incorporée.....	19
II.3.3. Cycles mixtes	22
III. Le complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z	24
III.1. Présentation de l'entreprise SONATRACH	24
III.2. Le complexe GL1/Z	25
III.2.1. Mission du complexe GL1/Z	25
III.2.2. Situation géographique du complexe GL1/Z	25
III.2.3. Description du complexe GL1/Z	25
III.2.4. Organigramme général du complexe GL1/Z	26
III.2.5. Carte d'identité du complexe GL1/Z	27
III.3. Procédé de liquéfaction du Gaz Naturel	27
III.3.1. Composition du gaz naturel	28
III.3.2. Description générale du procédé de liquéfaction.....	28
III.3.3. Composition du gaz naturel liquéfié	34
IV. Conclusion	34
Chapitre II : La problématique du Boil-Off dans les complexes de liquéfaction du Gaz Naturel	35
I. Introduction.....	35
II. Les Génération de vapeurs dans les réservoirs de GNL	35
II.1. Evaporation dans le réservoir de stockage	37
II.1.1. Les entrées thermiques vers un réservoir de stockage de GNL.....	37
II.1.2. Evaporation de conception	37
II.1.3. Evaporation réelle	38
II.2. Evaporation de Transfert de GNL	40
II.3. Vapeur de déplacement dans les réservoirs de GNL	41
II.4. Entrées thermiques dans la conduite de chargement	41
II.5. Basculement de couche dans les réservoirs de GNL ou Roll-Over	41

III.	Génération de vapeur durant le chargement des méthaniers	44
III.1.	Evaporation dans le Tanker	44
III.2.	Vapeur de détente de Tanker	45
III.3.	Vapeur de déplacement du tanker	45
III.4.	Refroidissement d'un tanker chaud	46
IV.	Elimination des vapeurs	46
IV.1.	Utilisation comme combustible	47
IV.2.	Recompression et Reliquéfaction	48
IV.3.	Mise à la Torche et à l'Event	49
IV.4.	Conditions particulières se produisant pendant le Chargement du Tanker	49
V.	Conclusion	50
 Chapitre III : Physique et thermodynamique du transfert de GNL dans les conduites		51
I.	Introduction.....	51
II.	Partie Mécanique des Fluides	52
II.1.	Théorème de Bernoulli appliqué à un fluide réel avec pertes de charge en régime permanent isotherme	52
II.2.	Expression des pertes de charge	53
II.2.1.	La viscosité	53
II.2.2.	Les différents régimes d'écoulement : nombre de Reynolds	55
II.2.3.	Pertes de charge systématiques	56
II.2.4.	Pertes de charge accidentelles	57
III.	Partie Transferts Thermiques.....	58
III.1.	Le flux de chaleur	58
III.2.	Transfert de chaleur par Conduction	59
III.3.	Transfert de chaleur par Convection	62
III.3.1.	Calcul du flux de chaleur en convection forcée	63
III.3.2.	Calcul du flux de chaleur en convection naturelle.....	63
III.4.	Transfert de chaleur par Rayonnement.....	64
IV.	Partie Thermodynamique	67
IV.1.	Les équations d'état	67
IV.1.1.	L'équation d'état de Van der Waals	67
IV.1.2.	L'équation d'état de Soave-Redlich-Kwong	68
IV.1.3.	L'équation d'état de Peng et Robinson	69
IV.1.4.	L'équation d'état de Patel et Teja	70
IV.1.5.	Calcul des propriétés thermodynamiques (le coefficient de fugacité et l'enthalpie résiduelle) ...	71
IV.2.	Application des équations d'états aux mélanges.....	74
IV.2.1.	Caractérisation des mélanges	74
IV.2.2.	Les règles de mélange classiques	74
IV.2.3.	Calcul des équilibres liquide-vapeur	76
IV.2.4.	Calcul du taux de vapeur	77
IV.2.5.	Calcul de l'enthalpie résiduelle du mélange	78
V.	Conclusion	79

Chapitre IV : Procédure de Calcul du Boil-Off dans les conduites de transfert du GNL et application aux lignes de transfert du Complexe de liquéfaction GL1/Z	80
I. Introduction.....	80
II. Description générale du problème	80
III. Procédure générale de calcul du taux de vapeur généré dans une conduite cylindrique	81
III.1. Calcul de la perte de charge et de la pression de sortie	81
III.2. Calcul du flux thermique	83
III.3. Calcul du taux de vapeur généré (Boil-Off).....	86
IV. Application de la procédure de calcul du Boil-Off aux lignes de transfert de GNL du complexe de liquéfaction GL1/Z d'Arzew	93
IV.1. Calcul des propriétés du GNL	95
IV.2. Calcul de la perte de charge et de la pression de sortie	97
IV.3. Calcul du flux de chaleur	100
IV.4. Calcul de la température de sortie et du taux de vapeur généré.....	105
V. Conclusion	108
Conclusion générale	111
Références bibliographiques	113
Annexes	114

Liste des figures :

Figure 1 : Taux de croissance du gaz entre 1995 et 2005.	10
Figure 2 : Evolution du commerce mondial de GNL	11
Figure 3 : Les projets de liquéfaction	16
Figure I.1 : Chaîne de transport du gaz naturel liquéfié.....	16
Figure I.2 : Schéma du procédé de liquéfaction à cascade classique des trois premières unités de la CAMEL à Arzew en Algérie	19
Figure I.3 : Schéma du procédé TEALARC (Technip/L'Air Liquide) à deux pressions de vaporisation, mis en œuvre pour la réalisation des trois premières unités de la Sonatrach à Skikda en Algérie.....	20
Figure I.4 : Schéma du cycle de Pritchard, mis en œuvre pour la réalisation de trois dernières des six unités de la Sonatrach à Skikda en Algérie.....	21
Figure I.5 : Schéma du procédé MCR (Air Products) avec cycle propane en tête.....	22
Figure I.6 : Schéma du procédé de Technip à prérefroidissement par cycle TEALARC (avec deux cycles à cascade incorporée disposés en cascade)	23
Figure I.7 : Organigramme général du complexe GL1/Z	26
Figure II.1 : La conception des bacs de stockage du complexe GL1/Z.....	36
Figure III.1 : Schéma d'un écoulement de GNL dans une conduite.....	52
Figure III.2 : Vitesses des couches fluides en fonction de la distance z.....	54
Figure III.3 : Les différents régimes d'écoulement	55
Figure III.4 : Le coefficient de frottement f en fonction du nombre de Reynolds et le la rugosité relative de la conduite (Le diagramme de Moody).....	57
Figure III.5 : Le flux de chaleur reçu par le GNL dans une conduite.....	58
Figure III.6 : Transfert thermique par conduction dans un cylindre creux	59
Figure III.7 : Transfert thermique par conduction dans un cylindre creux multicouche	61
Figure III.8 : Transfert thermique par Convection	62
Figure III.9 : Transfert thermique par rayonnement	65
Figure III.10 : Transmission, absorption et réflexion d'un flux de chaleur par rayonnement	65
Figure IV.1 : Schéma d'une conduite de transfert du GNL.	81
Figure IV.2 : Schéma des différentes couches de la conduite de transfert du GNL.....	83
Figure IV.3 : Schéma résistif de la conduite de transfert du GNL	83
Figure IV.4 : Schéma électrique équivalent utilisée dans la présente étude	85
Figure IV.5 : Paramètres thermodynamiques à l'entrée et à la sortie de la conduite de transfert du GNL	86
Figure IV.6 : Schéma des lignes de transfert de GNL du complexe GL1/Z	93
Figure IV.7 : Le tronçon de conduite le plus court	94
Figure IV.8 : Le tronçon de conduite le plus long	94
Figure IV.9 : Le Phénomène de flash à l'entrée du Bac de stockage	109

Liste des tableaux :

Tableau I.1 : Unités « Base Load » installées dans le monde	14
Tableau I.2 : Composition du gaz naturel à l'entrée du complexe de liquéfaction GL1/Z.....	28
Tableau I.3 : Composition du GNL à la sortie du complexe GL1/Z	34
Tableau III.1 : Rayonnement pour la région d'Oran	66
Tableau III.2 : Equations de Van der Waals, Soave-Redlich-Kwong, Peng-Robinson et Patel- Teja exprimées par les relations de l'équation d'état cubique générale	73
Tableau IV.1 : Les propriétés du GNL à -162°C	96
Tableau IV.2 : chaleur spécifique à pression constante du GNL à l'état de gaz parfait à -162°C	97
Tableau IV.3 : Résultats hydrauliques pour le tronçon de conduite le plus court.....	98
Tableau IV.4 : Résultats hydrauliques pour le tronçon de conduite le plus long.....	99
Tableau IV.5 : Résultats thermiques pour le tronçon de conduite le plus court.....	102
Tableau IV.6 : Résultats thermiques pour le tronçon de conduite le plus long.....	103
Tableau IV.7 : Résultats thermodynamiques de l'état (1).....	106
Tableau IV.8 : Résultats thermodynamiques de l'état (2) pour le tronçon de conduite le plus court.	107
Tableau IV.9 : Résultats thermodynamiques de l'état (2) pour le tronçon de conduite le plus long	107

Liste des symboles :

Symboles	Unités	Significations
BO	% par jour	le taux de vaporisation
ΔH_{vap}	kJ/kg	l'enthalpie de vaporisation
ρ	kg/ m ³	la masse volumique
m_v	Kg/h m ²	l'évaporation due à la sursaturation
DPs	kPa	la différence entre la pression de sursaturation de GNL et la pression dans l'espace vapeur
Q_s	kJ	la quantité totale de chaleur sensible en excédent dans la couche inférieure
m_b	kg	la masse du liquide de la couche inférieure
C_p	kJ/kg K	la capacité spécifique à pression constante du liquide
T_B	K	la température de la couche inférieure au moment du basculement
$T_{B,SAT}$	K	la température de point de bulle de la couche inférieure à la pression du réservoir
M_v	kg	la masse totale de vapeur générée pendant le basculement
P	Pa	la pression
v	m/s	la vitesse
v_m	m/s	la vitesse moyenne
z	m	la hauteur
g	m ² /s	l'accélération de la pesanteur
ΔP	Pa	la chute de pression
L	m	la longueur
ν	m ² /s	la viscosité cinématique
μ	Pa·s	la viscosité dynamique
D	m	le diamètre
ε	mm	la rugosité
Q_v	m ³ /s	le débit volumique
τ	N/m ²	la contrainte de cisaillement
Re	-	le nombre de Reynolds
f	-	le coefficient de perte de charge linéaire
K	-	le coefficient de perte de charge singulière
Φ	W/m ²	la densité de flux de chaleur
φ	W	le flux de chaleur
t	s	le temps
k	W/m K	la conductivité thermique
T	K	la température
T_{mGNL}	K	la température moyenne du GNL
r	m	le rayon
S	m ²	la surface

R	K/W	la résistance thermique
h	W/m ² K	le coefficient de transfert thermique par convection
Pr	-	le nombre de Prandtl
Nu	-	le nombre de Nusselt
Gr	-	le nombre de Grashof
Ra	-	le nombre de Rayleigh
β	K ⁻¹	le coefficient d'expansion thermique
ΔT	K	la différence de températures
σ	W/m ² K ⁴	la constante de Stephan-Boltzmann
ε_p	-	le coefficient d'émission
V	m ³	le volume
v	m ³ /mol	le volume par unité de mole
R	8.314 J/mol K	la constante des gaz parfaits
Z	-	le facteur de compressibilité
a, b, c, r_1, r_2	-	les constantes des équations d'état
$\Omega_a, \Omega_b, \Omega_c$	-	les paramètres adimensionnels des équations d'état
$\alpha(T_r), m$	-	les paramètres des équations d'états
ω	-	le facteur acentrique
g	J/mol	l'enthalpie libre
f	Pas	la fugacité
φ	-	le coefficient de fugacité
h	J/mol	l'enthalpie
z_i	-	la fraction molaire totale d'un composant i
x_i	-	la fraction molaire d'un composant i dans la phase liquide
y_i	-	la fraction molaire d'un composant i dans la phase gazeuse
k_i	-	le coefficient d'équilibre
k_{ij}	-	Paramètre d'interaction binaire
α	-	le taux de vapeur ou la qualité
Q_p	J/kg	la chaleur, due aux pertes de charge, reçue par le GNL
Q_{th}	J/kg	la chaleur, due aux transferts thermiques, reçue par le GNL
Q	J/kg	l'entrée de chaleur totale vers le GNL
q	J/mol	l'entrée de chaleur totale vers le GNL

Introduction générale

Le Gaz Naturel Liquéfié (GNL) apparaît actuellement comme un vecteur essentiel de l'expansion gazière mondiale. La flexibilité qu'il procure en matière d'approvisionnement représente un atout primordial pour l'équilibre futur des marchés. Le commerce du GNL est promis à un développement rapide, de l'ordre de 7 % par an d'ici à 2020, ce qui porterait sa part dans les échanges gaziers internationaux à quelque 38 % à cet horizon [1].

Les premières expériences de liquéfaction du gaz naturel datent de 1934 en URSS et de 1940 aux États-Unis. Toutefois, ce n'est qu'en 1961 que fut entreprise à Arzew la réalisation de la première usine destinée à l'exportation par voie maritime. Ce premier projet de GNL au monde est destiné à exporter le gaz du gisement d'Hassi R'Mel en Algérie vers la France et l'Angleterre.

Depuis le démarrage de cette usine et ses premières livraisons commerciales au terminal britannique de Canvey Island en 1964, l'industrie du GNL a connu un bel essor. Alors que sa part dans le volume total de gaz commercialisé chaque année peut être considérée comme très modeste par rapport au volume total commercialisé par gazoducs, le taux de croissance du commerce mondial de GNL a régulièrement dépassé celui du commerce par gazoducs.

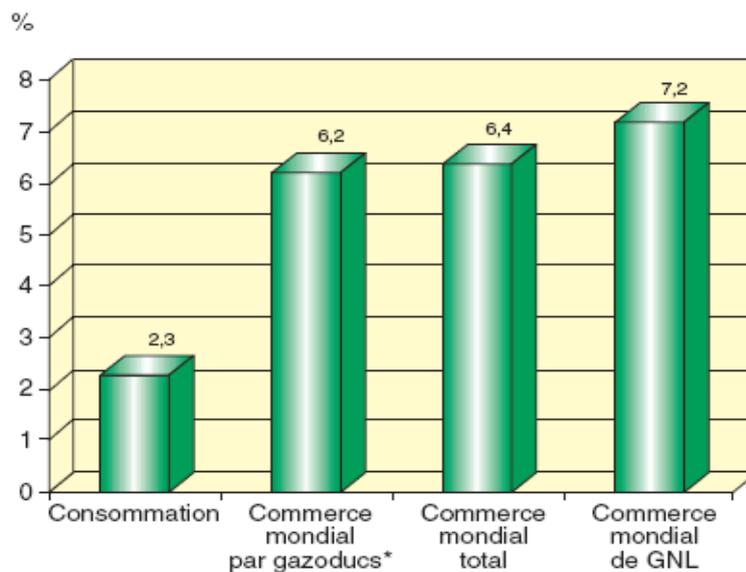


Figure 1 : Taux de croissance du gaz entre 1995 et 2005 [1].

Ainsi, au cours des dix dernières années, les échanges par méthaniers ont progressé de 7,2 % par an en moyenne, s'établissant à environ $187 \cdot 10^9 \text{ m}^3$, soit 138,5 millions de tonnes (Mt), en 2005, selon les estimations de Cedigaz. Sur cette même période, le commerce international par gazoducs n'aura progressé que d'environ 6,2 % par an [1].

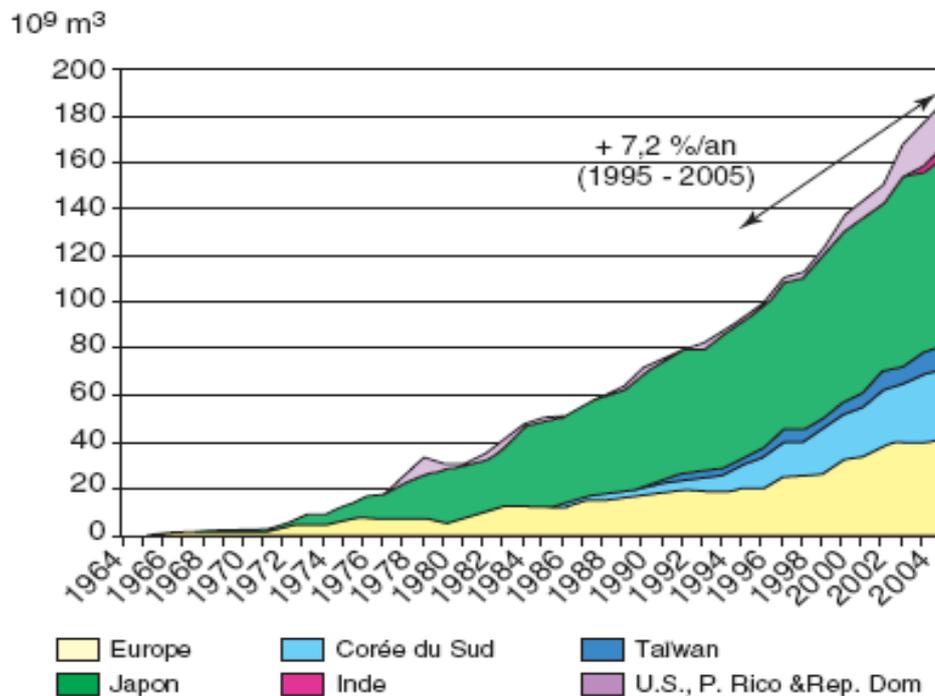


Figure 2 : Evolution du commerce mondial de GNL [1].

Il existe aujourd'hui dans l'industrie gazière un consensus général en faveur d'une croissance future soutenue du commerce de GNL. Sur la base d'hypothèses raisonnablement optimistes, on peut donc envisager un accroissement rapide des échanges internationaux par méthaniers à 196-232 Mt en 2010 et 310-375Mt en 2020, ce qui représenterait une progression de l'ordre de 6,9 % par an en moyenne sur les 15 prochaines années [1].

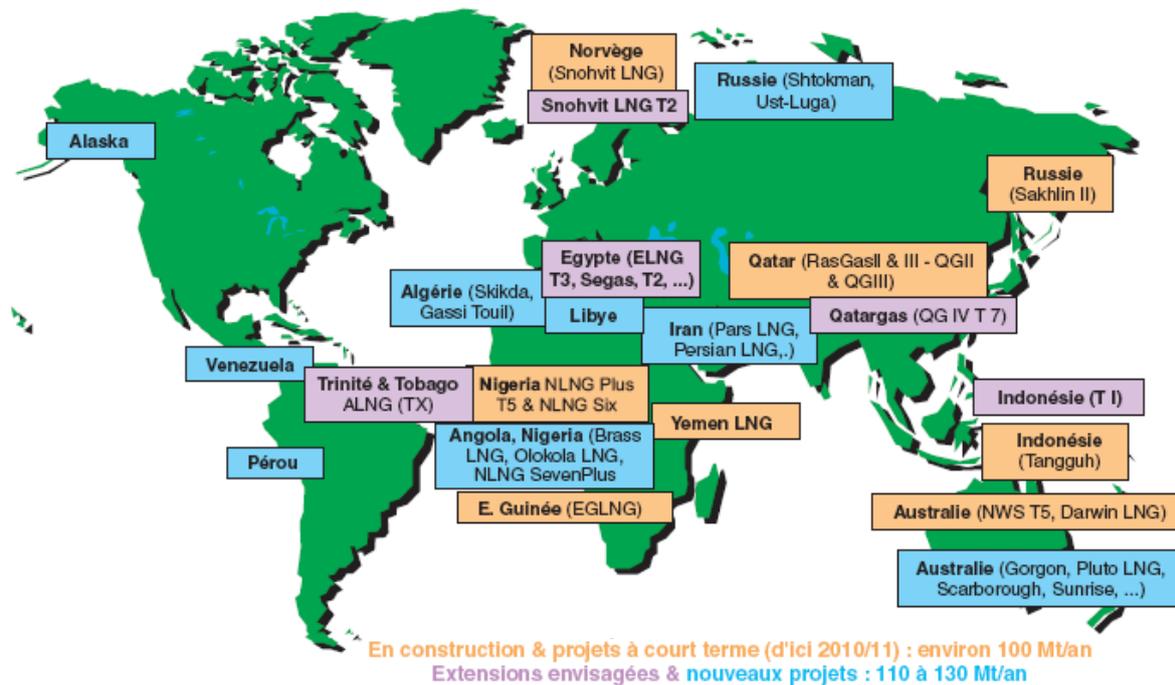


Figure 3 : Les projets de liquéfaction [1].

L'industrie de liquéfaction du gaz naturel est donc en pleine expansion et l'Algérie y joue un rôle très important : elle exporte 94% des importations en gaz naturel de toute la région Méditerranéenne, elle est le troisième pourvoyeur de l'Union européenne et le quatrième exportateur sur le marché mondial. De nouveaux projets de développement de l'activité gaz sont en cours de réalisation au niveau de la Sonatrach (La liquéfaction du gaz naturel : Le remplacement des trains détruits suite au sinistre de Skikda et le projet de train géant à Arzew dans le cadre du projet le développement des champs gaziers de Gassi-Touil, Développement des champs gaziers : Gassi-Touil, In-Salah, ..., les gazoducs : Medgaz, Galsi et Nigal) qui permettront à l'Algérie d'augmenter ses exportations annuelles de gaz de 30% à l'horizon 2012. Actuellement, les exportations de gaz naturel sont de l'ordre de 60 milliards de mètres cubes, dont près de la moitié se font sous forme de GNL ce qui place l'Algérie parmi les leaders de l'industrie du GNL au niveau mondial.

La production, le transport et le stockage de GNL produit des vapeurs riches en azote et en méthane (Boil-Off) qui sont envoyées vers les chaudières pour la consommation interne des complexes de liquéfaction mais une grande partie est envoyée vers les torches pour être brûlée.

Ce Boil-Off est en général considéré comme une perte par rapport à la production c'est pour cela qu'il est indispensable de maîtriser les causes qui sont à l'origine de cette perte afin de l'évaluer et d'essayer de la minimiser.

Les principales sources de production de Boil-Off dans les usines de GNL sont :

- Les pertes de charge et les entrées de chaleur dans les lignes de transfert.
- L'évaporation d'origine thermique ou hydrodynamique (Roll-Over) dans les bacs de stockage.
- Le retour des vapeurs durant le chargement des cuves des méthaniers.

L'objectif de cette étude est d'énumérer les causes susceptibles de créer du Boil-Off dans un complexe de liquéfaction du gaz naturel, de développer une procédure de calcul pour évaluer la quantité de GNL évaporé dans les lignes de transfert, et d'appliquer cette procédure pour les conduites du complexe de liquéfaction GL1/Z d'Arzew qui transfèrent le GNL des trains de production jusqu'aux bacs de stockage.

Nous nous limiterons à l'analyse et au calcul du Boil-Off dans les lignes de transfert entre les modules de liquéfaction et les réservoirs de stockage. Cette étude est donc de nature hydrodynamique, thermique et thermodynamique.

Les dimensionnements hydrodynamiques et thermiques permettront de quantifier les entrées de chaleurs vers le GNL sous pression. Les calculs thermodynamique de l'équilibre liquide vapeur appliquée aux phases à plusieurs composants permettront de quantifier la phase vapeur à l'entrée des réservoirs.

Chapitre I : L'industrie du GNL et Présentation du complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z d'Arzew

I. Introduction

Ce chapitre a pour objet de faire une brève présentation de l'industrie du GNL pour situer l'importance des pertes de produit par Boil-Off.

Dans la première section de ce chapitre, nous allons passer en revue les caractéristiques de l'industrie du GNL : son historique, la chaîne de transport et les procédés de liquéfaction.

Dans la deuxième section, nous allons présenter le complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z de Béthioua à Arzew, au niveau duquel j'ai effectué un stage pratique pendant le mois de mars 2008 afin de réunir l'ensemble des données nécessaires à l'élaboration de cette étude.

II. L'industrie du GNL [2]

Le gaz naturel liquéfié (**GNL**) est du gaz naturel (composé essentiellement de Méthane) condensé à l'état liquide, généralement stocké et transporté à la pression atmosphérique.

Le but de la liquéfaction du gaz naturel est de réduire son volume d'environ 600 fois pour faciliter son transport dans des conditions économiques. En effet, lorsque ce gaz est refroidi à une température d'environ -162°C à la pression atmosphérique, il prend la forme d'un liquide clair, transparent, inodore, non corrosif et non toxique.

Le GNL joue un rôle de plus en plus important dans le marché mondial de l'énergie, car les réserves mondiales de gaz naturel sont abondantes et son état condensé rend possible son transport sur de longues distances par les voies maritimes, donnant naissance à de véritables chaînes d'approvisionnement incluant les puits de production, les usines de traitement, les réseaux de gazoducs, les usines de liquéfaction, les terminaux de chargement des méthaniers, les terminaux d'importation et de stockage et les usines de regazéification et de réinjection aux réseaux commerciaux.

II.1. Historique des unités de liquéfaction « Base Load »

L'histoire moderne du GNL débute en 1940 aux États-Unis à Cornwell avec la réalisation d'une station expérimentale équipée d'une unité de liquéfaction de 17 m^3 par jour associée à un stockage de 40 m^3 . Une installation industrielle a été ensuite construite à Cleveland (Ohio); elle est destinée à l'écrêtement des pointes de consommation de gaz et se caractérise par une capacité de liquéfaction de 200 m^3 par jour et une regazéification de $115 \text{ m}^3/\text{h}$. Elle comporte trois réservoirs de $2\,400 \text{ m}^3$ et un de $4\,500 \text{ m}^3$.

Dès la fin des années 50, Gaz de France décide de développer des technologies pour la mise en œuvre des chaînes de transport par voie maritime. Une station « Méthane Liquide » est créée à cet effet à La Roche Maurice (près de Nantes). Un réservoir cryogénique de 500 m^3 y est construit en 1959 ; une unité pilote de liquéfaction de $1\,000 \text{ Nm}^3$ par heure y est mise en service en 1964 pour éprouver le cycle à cascade incorporée préconisé par L'Air Liquide.

Trois unités de liquéfaction, d'une capacité unitaire de $0,5 \times 10^9 \text{ Nm}^3$ par an, sont construites à Arzew, près d'Oran en Algérie, et mises en service en 1963. La première chaîne au monde de transport de GNL est créée : elle achemine le gaz depuis Hassi R'Mel (Sud-Algérien) jusqu'en Angleterre ($10^9 \text{ Nm}^3/\text{an}$) et en France à Fos-sur-Mer ($0,5 \times 10^9 \text{ Nm}^3/\text{an}$).

Quelques années plus tard, une chaîne entièrement américaine, achemine vers le Sud des États-Unis $2 \times 10^9 \text{ Nm}^3/\text{an}$ de gaz en provenance de l'Alaska. C'est ensuite du gaz de Libye qui est acheminé vers l'Espagne et l'Italie à partir du complexe de liquéfaction de Marsa el Brega.

De nombreuses unités de liquéfaction sont alors construites en Algérie (Skikda et Arzew), dans le golfe Persique et en Indonésie. On estime à $86 \times 10^9 \text{ Nm}^3$ le volume en 1994 de gaz transporté à l'état liquide depuis ces pays, essentiellement vers l'Europe et le Japon.

Le tableau I.1 montre les différentes Unités de liquéfaction du gaz naturel dans le monde :

Tableau I.1 : Unités « Base Load » installées dans le monde [2].

Implantation	Pays	Mise en service	Nombre d'unités	Capacité de l'usine (m ³ /jours)
Arzew	Algérie	1963	3	7500
Kenai, Alaska	Etats-Unis	1969	2	9800
Marsa el Brega	Libye	1970	4	15600
Skikda	Algérie	1972	3	19500
Lumut	Brunéi	1972	5	35500
Das Island	Abu Dhabi	1977	2	13700
Badak	Indonésie	1977	2	18000
Arzew	Algérie	1977	6	54000
Arun	Indonésie	1978	3	27300
Skikda	Algérie	1981	3	20700
Arzew	Algérie	1981	6	54000
Bintulu	Malaisie	1982	3	42600
Arun	Indonésie	1983	2	20600
Badak	Indonésie	1983	2	30800
Arun	Indonésie	1986	1	10300
Withnell Bay	Australie	1989	2	30800
Badak	Indonésie	1990	1	15800
Badak	Indonésie	1993	1	15800
Withnell Bay	Australie	1993	1	15400
Das Island	Abu Dhabi	1994	1	16000
Bintulu	Malaisie	1994-95	3	45600
Ras Laffan	Qatar	1997	2	22000
Bonny Island	Nigéria	1999	2	32000

II.2. La chaîne de transport du GNL :

La figure I.1 montre la chaîne de transport du GNL :

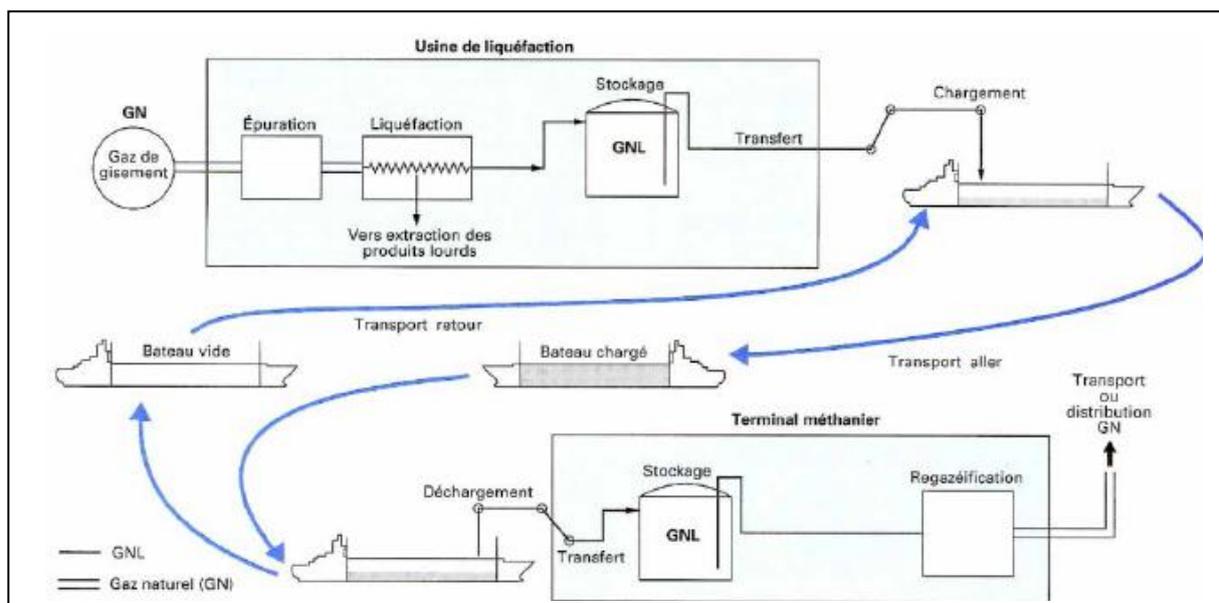


Figure I.1 : Chaîne de transport du gaz naturel liquéfié [2].

Elle comprend les éléments suivants :

- **La canalisation** : elle assure l'acheminement du gaz, depuis le gisement (l'extraction) jusqu'à l'usine de liquéfaction (site maritime). La pression varie entre 50 et 100 bar environ; des stations de recompression, distantes d'une centaine de kilomètres environ maintiennent la pression de transport optimale.

- **L'usine de liquéfaction** : elle est constituée :
 - d'unités d'épuration du gaz : élimination de CO₂, H₂S, H₂O, gazolines (essences légères) ;
 - d'unités de liquéfaction, qui comprennent :
 - les échangeurs cryogéniques et les colonnes de distillation ;
 - le ou les compresseurs de cycle, avec leurs turbines d'entraînement à gaz ou à vapeur ;
 - des chaudières à vapeur, le cas échéant ;
 - le circuit d'eau de mer de réfrigération (compresseurs, turbines) ;
 - de réservoirs cryogéniques pour le stockage du GNL et des GPL (gaz de pétrole liquéfié c'est-à-dire butane, propane ou leur mélange) ;
 - d'un appontement et des lignes de chargement, avec ses bras articulés.

- **Les navires méthaniers (Tankers)**: pour l'essentiel des réalisations, deux technologies ont été mises en œuvre :
 - celle, dite « à membranes », de l'entreprise GTT (regroupement de Gaz Transport et de Technigaz, société française créée par GDF, Total et Bouygues Offshore). Les cuves du navire sont intégrées à la coque ; les membranes constituent un revêtement cryogénique spécial recouvrant intérieurement les cuves.
 - celle « à sphères autoporteuses », dite MRK, de la société concurrente japonaise Moss-Rosenberg. Les réservoirs cryogéniques sont alors complètement indépendants de la structure du navire, ce qui présente l'avantage de réduire la durée de construction, donc le coût. En contrepartie, l'espace est moins bien utilisé et donc l'encombrement du navire est plus grand.

- **Le terminal méthanier** : Il assure principalement la réception, la regazéification et la distribution du GNL. Il est constitué :
 - d'un appontement et d'une ligne de déchargement avec ses bras articulés afin de recevoir la charge liquide des navires;

- de réservoirs cryogéniques permettant de recevoir la charge des navires : leur capacité a évolué comme celle des navires de 40 000 à 130 000 m³ ;
- d'une unité de regazéification pour mettre à disposition le produit en continu à l'état gazeux, à une température voisine de l'ambiante, sous une pression modérée (10 à 30 bar, pression subcritique) pour une utilisation locale ou élevée (70 à 100 bars, pression supercritique), pour l'alimentation d'une canalisation de transport à distance.

L'unité de regazéification comprend :

- des pompes pour la compression du GNL à la pression de l'émission (réseau de transport ou de distribution) ;
- des échangeurs pour amener le GNL sous pression à une température voisine de l'ambiante ;
- un circuit d'eau de mer ;
- d'éventuels dispositifs d'ajustement du pouvoir calorifique du gaz (injection d'azote, voir d'air ; extraction d'éthane ou de produits plus lourds).

II.3. Procédés de liquéfaction

II.3.1. Cycle à cascade classique

Il consiste en une succession de **cycles de Pictet** installés en cascade.

C'est un cycle 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.

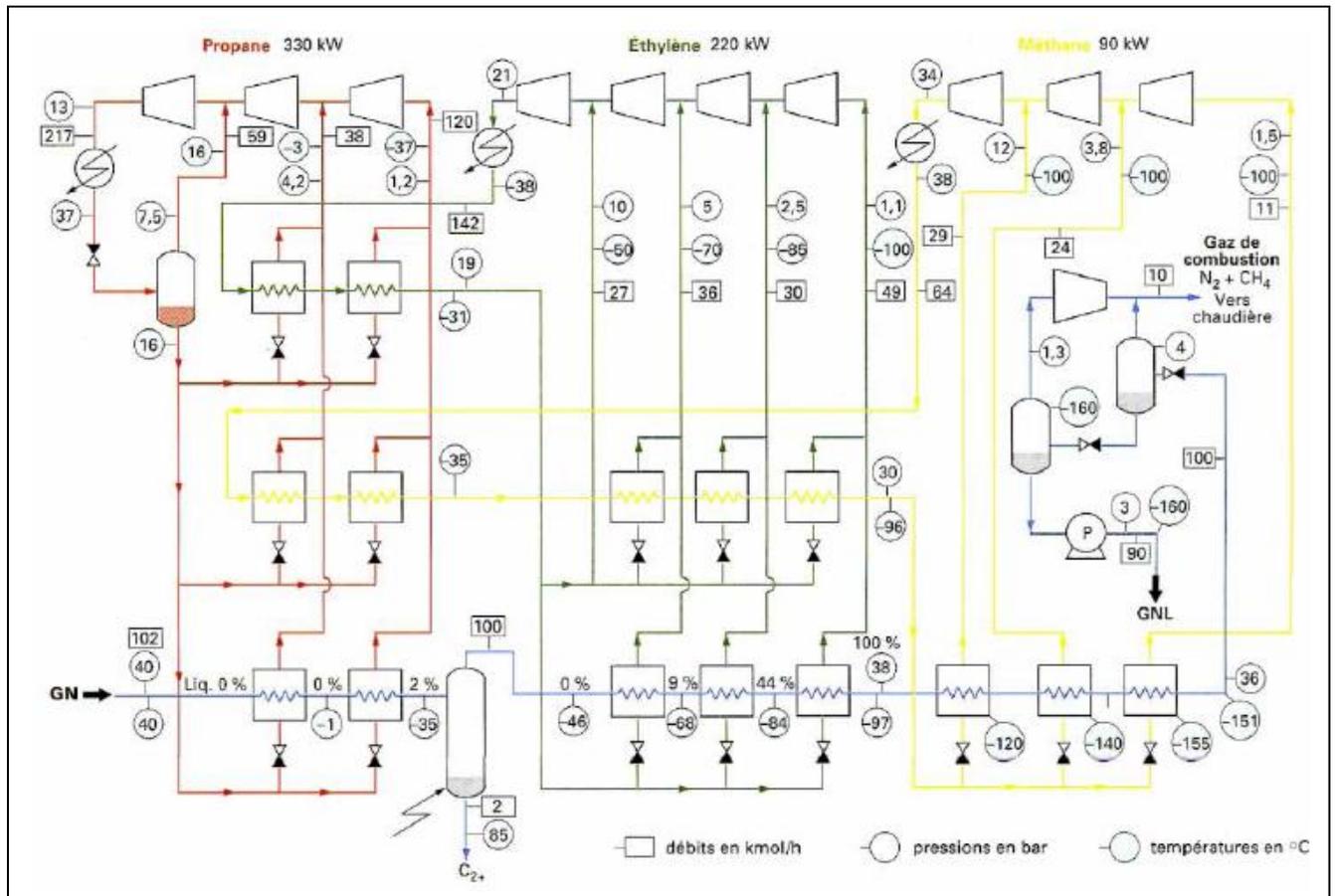


Figure I.2 : Schéma du procédé de liquéfaction à cascade classique des trois premières unités de la CAMEL à Arzew en Algérie [2].

II.3.2. Cycle à cascade incorporée

Ce cycle est également connu sous son appellation anglo-saxonne *auto-refrigerated cascade (ARC)*.

Dans sa forme originale, le cycle est constitué d'un unique circuit, le fluide frigorigène étant un mélange obtenu à partir des constituants du gaz naturel : azote et hydrocarbures saturés allant du méthane au pentane. L'évaporation du réfrigérant mixte est destinée à approcher de près la courbe de liquéfaction du gaz afin de réduire le travail de liquéfaction et augmenter le rendement du procédé.

Les pressions de condensation et de vaporisation sont, aux pertes de charge près, les mêmes de bout en bout. La composition du mélange est choisie de manière que la quantité condensée dans un étage, apporte par vaporisation la quantité de froid nécessaire à l'étage suivant.

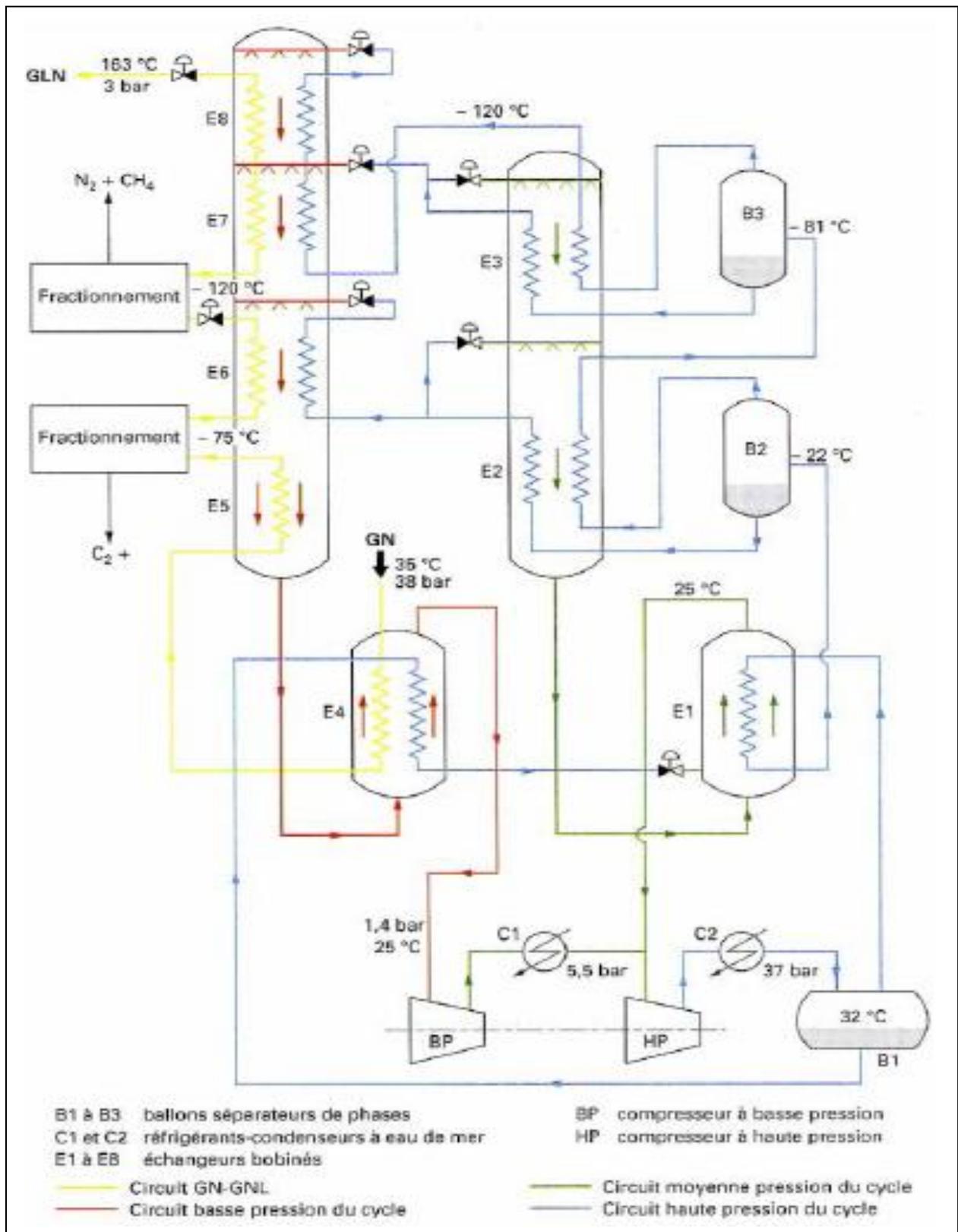


Figure I.3 : Schéma du procédé TEALARC (Technip/Air Liquide) à deux pressions de vaporisation, mis en œuvre pour la réalisation des trois premières unités de la Sonatrach à Skikda en Algérie [2].

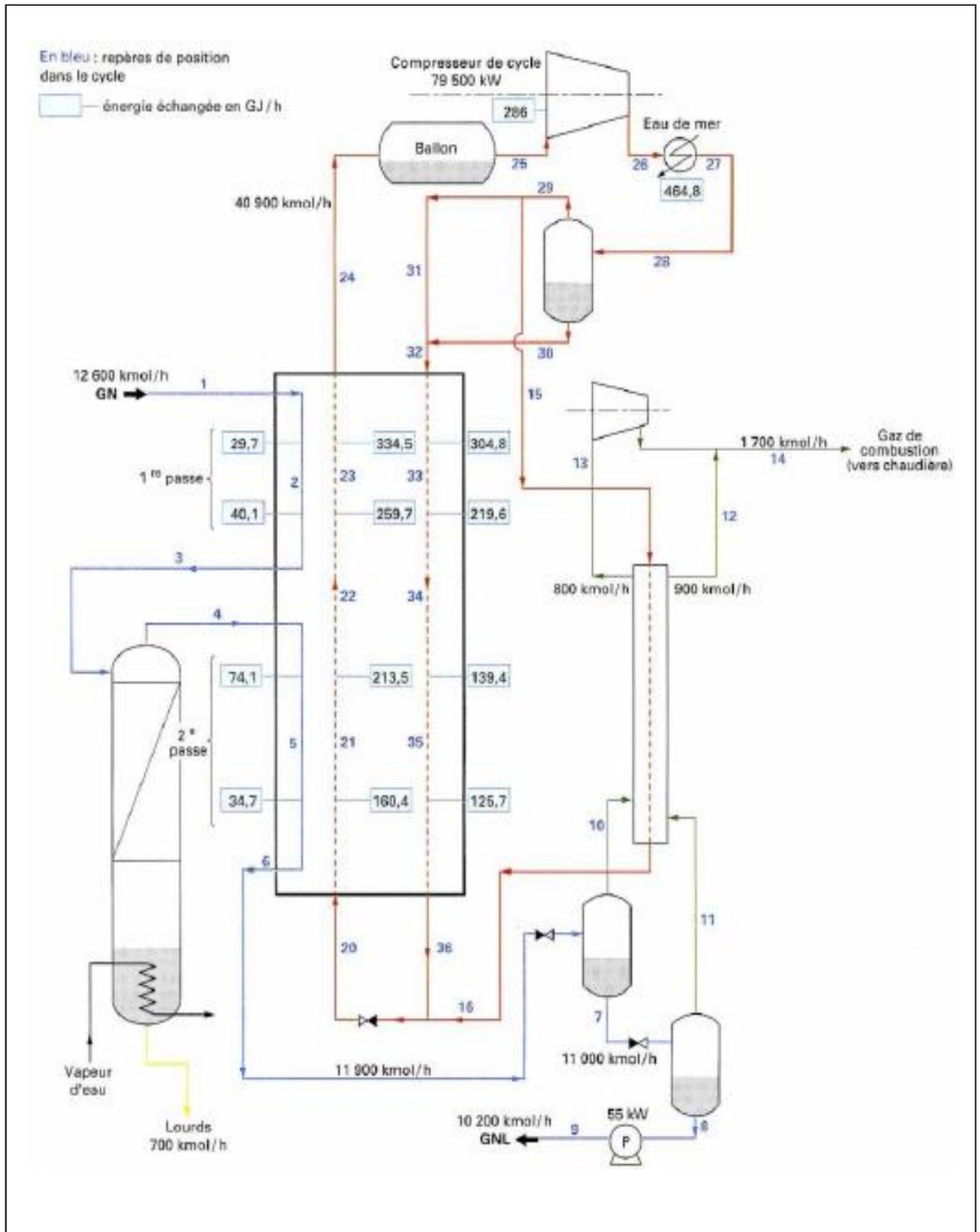


Figure I.4 : Schéma du cycle de Pritchard, mis en œuvre pour la réalisation de trois dernières des six unités de la Sonatrach à Skikda en Algérie [2].

II.3.3. Cycles mixtes

Ce sont des variantes du cycle à cascade incorporée qui mettent en œuvre **deux cycles en cascade**. Un premier cycle permet de descendre à une température comprise entre -40 et -65 °C ; il peut être du type propane à plusieurs niveaux de pressions ou du type à cascade incorporée à composants lourds (éthane, propane, butane et pentane). Un deuxième cycle, du type à cascade incorporée, à composants légers (azote, méthane, éthane, propane), permet d'atteindre la température finale désirée de -162 °C. Cette solution permet d'augmenter la capacité de production d'une unité pour une taille maximum de l'échangeur cryogénique qui doit être monté en usine.

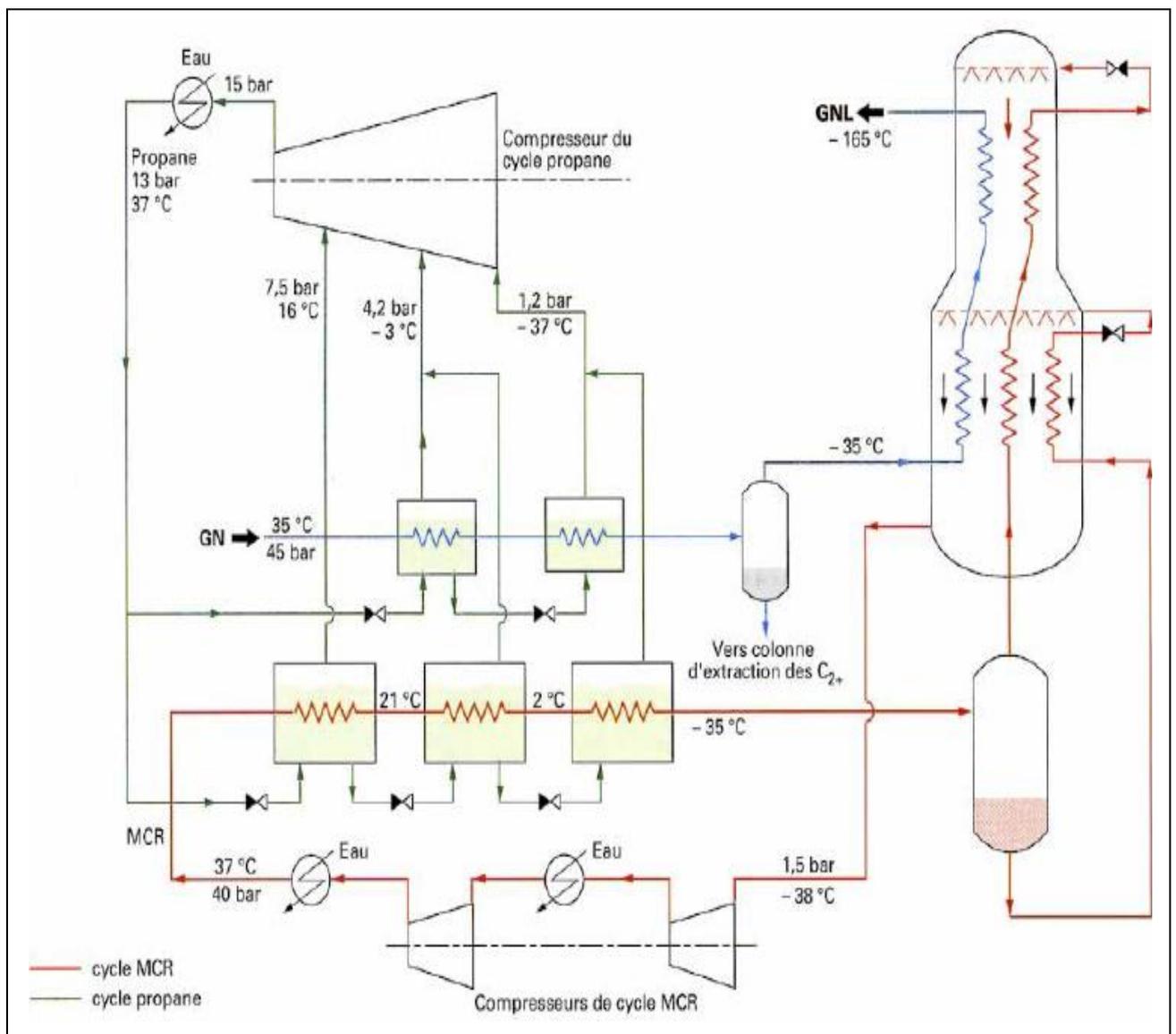


Figure I.5 : Schéma du procédé MCR (Air Products) avec cycle propane en tête [2].

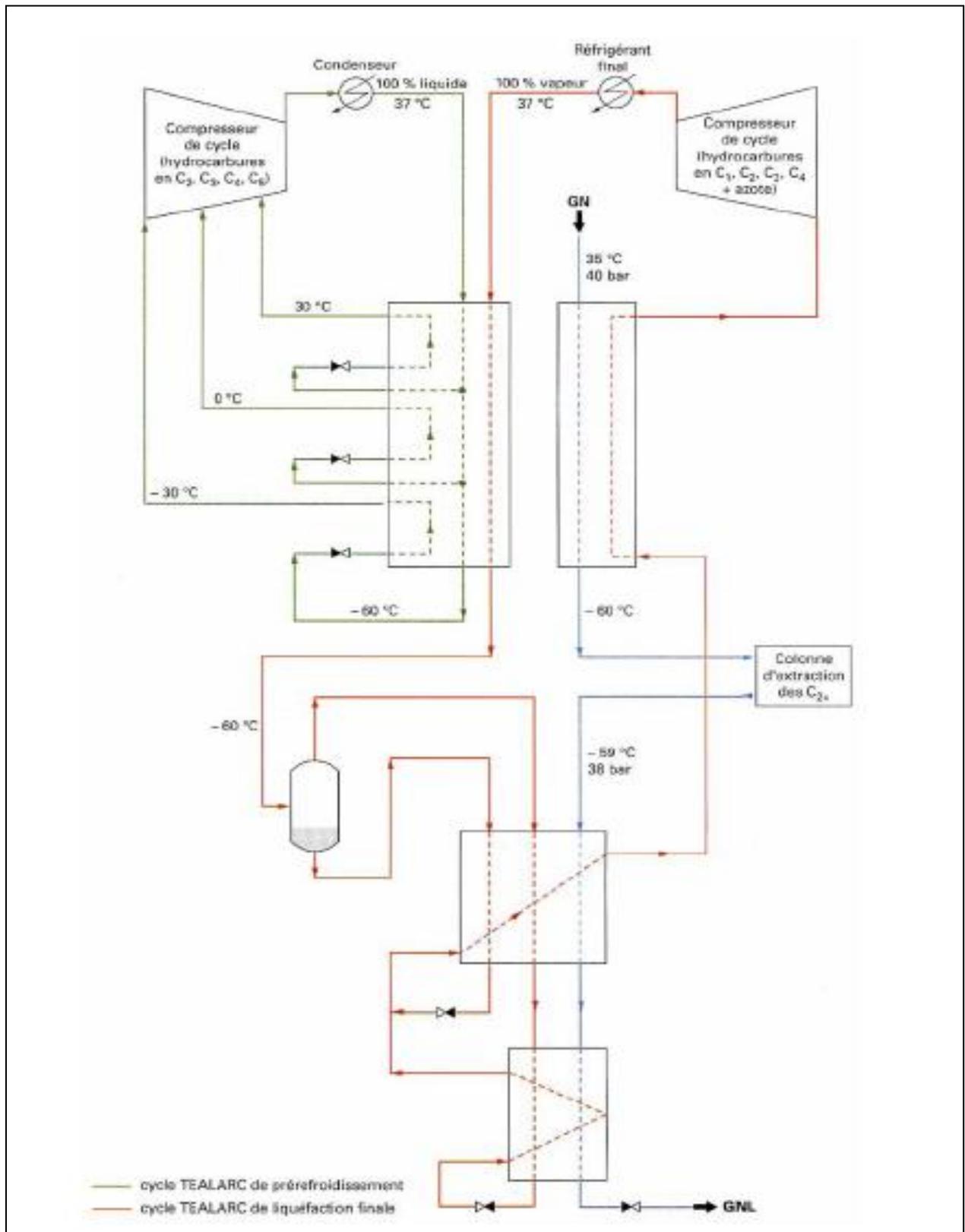


Figure I.6 : Schéma du procédé de Technip à prérefroidissement par cycle TEALARC (avec deux cycles à cascade incorporée disposés en cascade) [2].

III. Le complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z

Le commerce international du gaz naturel est en plein expansion. L'Algérie y joue un rôle actif puisque son économie est basée essentiellement sur l'exportation des hydrocarbures, dont le GNL qui représente une partie de plus en plus importante.

Les réserves de gaz de la zone de Hassi R'Mel sont considérables, une partie de ce gaz qui est extrait, soit 70%, est transporté jusqu'à la zone industrielle d'Arzew située sur la cote méditerranéenne à 40km à l'est d'Oran. D'autres champs de gaz sont actuellement développés dont celui de In Salah.

Les deux complexes GL1/Z et GL2/Z, situés dans la zone industrielle d'Arzew, forment l'un des plus grands ensembles de liquéfaction dans le monde. L'usine a été conçue pour permettre d'assurer le transport sous forme liquide du gaz naturel.

III.1. Présentation de l'entreprise SONATRACH

La société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures liquides et gazeux SONATRACH (Société Nationale de Transport et de Commercialisation des Hydrocarbures) a été créée par l'Etat suivant le décret du 31 décembre 1963, complété par celui du 21 septembre 1966.

La SONATRACH procure plus de 95 % des recettes d'exportation du pays et assure plus de 51 % des recettes budgétaires. Elle joue un rôle structurant sur le plan industriel. La part du secteur de l'énergie, des hydrocarbures notamment, est de l'ordre de 41 % dans le produit intérieur brut. La SONATRACH est classée comme étant la treizième compagnie pétrolière mondiale, deuxième exportateur en GNL, troisième en gaz naturel, neuvième en pétrole et premier exportateur en condensât et en GPL.

Grâce à la situation géographique privilégiée du pays, la SONATRACH a développé son action commerciale vers les Etats Unis, l'Europe, ainsi que les pays du Maghreb.

III.2. Le complexe GL1/Z

III.2.1. Mission du complexe GL1/Z

Le complexe GL1/Z a pour mission de traiter le gaz naturel (GN) transporté par gazoduc en provenance des champs gazetiers de Hassi R'Mel par un procédé de liquéfaction avec possibilité d'extraction du propane, du butane et de la gazoline. Le gaz naturel liquéfié (GNL) est par la suite transporté par des méthaniers pour l'exportation.

III.2.2. Situation géographique du complexe GL1/Z

La société américaine « BECHTEL » a construit le complexe GL1/Z s'étendant sur une superficie de 72 hectares dont 56 hectares occupée par des installations, situé à 40km à l'est d'Oran et à 300 km à l'ouest de la capitale Algérienne. Elle a repris le chantier laissé inachevé par l'entreprise CHEMICO dans les années 1970.

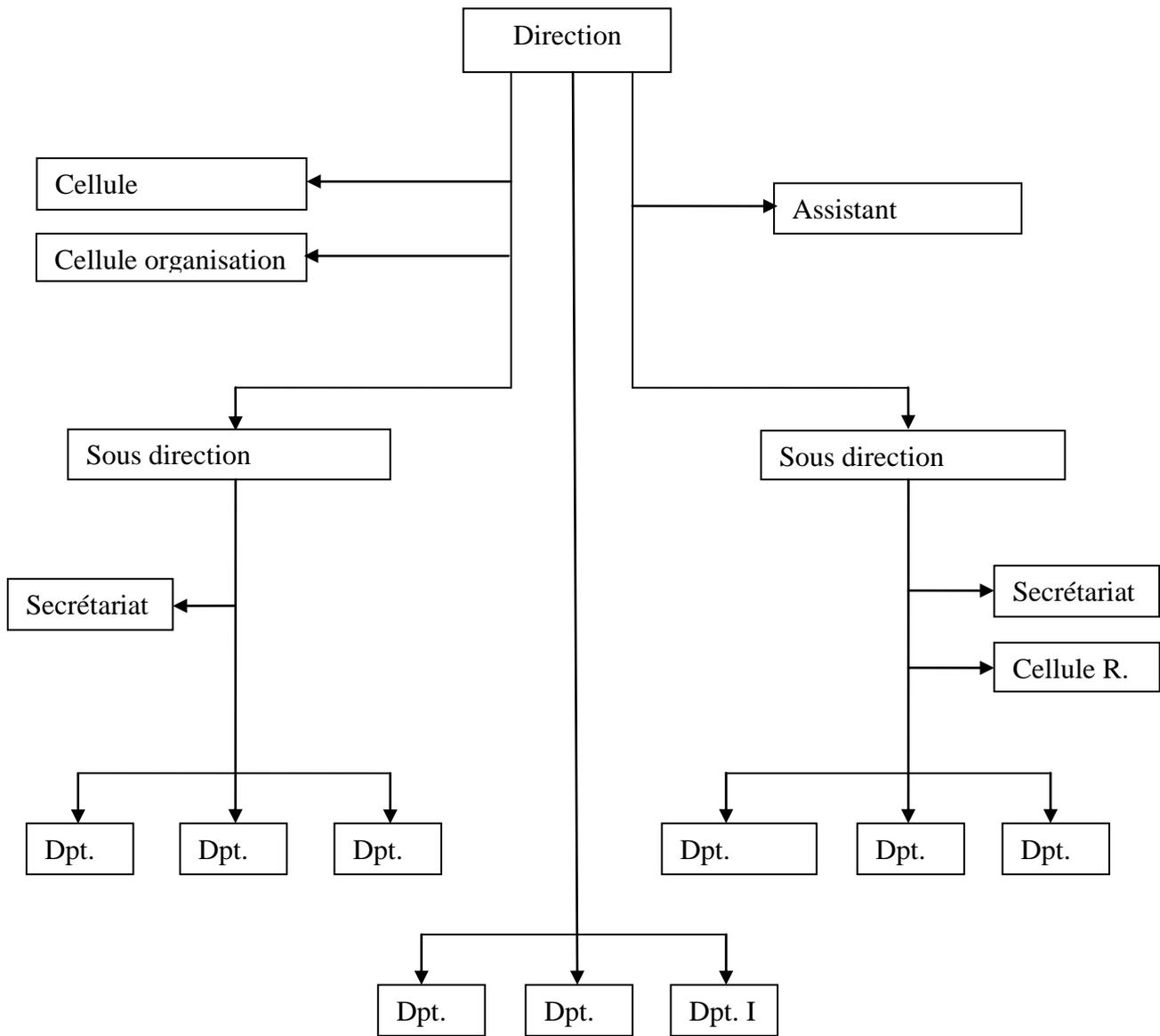
III.2.3. Description du complexe GL1/Z

Le complexe GL1/Z se compose de six trains de liquéfaction identiques chacun à une capacité de 9000 m³ de GNL par jour, soit une capacité 54000 m³ par jour pour l'usine.

Le complexe GL1/Z est constitué de trois zones :

- Zone des utilités.
- Zone du procédés.
- Zone de stockage.
- Zone portuaire de chargement.

III.2.4. Organigramme général du complexe GL1/Z



Code	Désignation
I	Sécurité
F	Finance
T	Technique
M	Moyens Généraux
R	Ressources humaines

Code	Désignation
ADM	Administration
A	Approvisionnement
G	Maintenance
R	Production
R. T	Relation de Travail

Figure I.7 : Organigramme général du complexe GL1/Z [3].

III.2.5. Carte d'identité du complexe GL1/Z

Le complexe de liquéfaction GL1/Z de Béthioua occupe une place privilégiée dans l'économie nationale. Il est présenté comme suit :

Date du projet : 13 juin 1973.

Procédé : APCI (MCR).

Superficie du complexe : 72 hectares.

Capacité de production : 54.000 m³/jour.

Nombre de trains : Six trains en parallèle.

Capacité de stockage : 3 bacs d'une capacité unitaire de 100.000 m³ de GNL chacun.

Capacité de chargement : 10.000 m³ GNL/heure.

Production Gazoline (C₅⁺) : 123.000 tonne/an.

Rénovation : 1993-1996.

Procédé : APCI (MCR).

Début de production : 20 février 1978.

Capacité de traitement : 10,5 milliards de m³ de GN/an.

Capacité de production : 17,5 millions de m³ de GNL/an.

III.3. Procédé de liquéfaction du Gaz Naturel

Le procédé de liquéfaction du complexe GL1/Z est un brevet A.P.C.I/MCR. Il comporte un cycle principal à cascade incorporée : à réfrigérant mixe (Multi Composant Réfrigérant) ainsi qu'un pré-refroidissement au propane.

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

L'usine comprend six trains de production indépendants. Dans chaque train, le gaz naturel d'alimentation est traité pour éliminer le gaz carbonique, la vapeur d'eau ainsi que le mercure. Il est ensuite réfrigéré pour extraire les hydrocarbures lourds afin d'être ensuite liquéfié.

Une fois le gaz naturel liquéfié, il est envoyé par pompage dans trois réservoirs de stockage qui reçoivent la production de l'ensemble des six trains. Il est prévu que chaque train de production produise l'équivalent de 53 millions de thermies de GNL par jour.

III.3.1. Composition du gaz naturel

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures saturés tels que le méthane en grande proportion, l'éthane, le propane, le butane, le pentane et des traces d'hexanes. Son analyse révèle la présence d'hélium, d'azote, de dioxyde de carbone, d'eau et des traces de mercure. Le gaz naturel arrive au complexe GL1/Z à une pression de 46 bars et une température ambiante variante entre 25 et 30°C après avoir subi un pré traitement au niveau de Hassi R'Mel.

Tableau I.2 : Composition du gaz naturel à l'entrée du complexe de liquéfaction GL1/Z [3].

Composition	% molaire moyen	Variation estimée
CH ₄	83.00	00.30
C ₂ H ₆	07.10	00.15
C ₃ H ₈	02.25	00.10
iC ₄ H ₁₀	00.40	00.07
nC ₄ H ₁₀	00.60	00.08
iC ₅ H ₁₂	00.12	00.03
nC ₅ H ₁₂	00.15	00.04
C ₆ H ₁₄ H ₂	00.18	00.05
N ₂	05.80	00.20
He	00.19	00.02
CO ₂	00.21	00.03

III.3.2. Description générale du procédé de liquéfaction

La charge d'une unité de liquéfaction de gaz naturel doit être conditionnée avant la liquéfaction à des températures cryogéniques. Le conditionnement du gaz de charge implique l'enlèvement des agents contaminants tels que le mercure, le dioxyde de carbone, l'humidité,... Si ces contaminants (CO₂ et H₂O) restent dans le gaz ils formeront des bouchons de glace dans les vannes, échangeurs, conduites,...

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

- **Décarbonatation :**

Le gaz naturel venant de Hassi R'Mel passe à travers une vanne coupe feu installée à la limite de l'usine et qui doit être fermée en cas d'incendies pour minimiser les dégâts ; ensuite il passe par un collecteur commun pour alimenter les six trains de liquéfaction.

Le gaz brut d'alimentation passe d'abord dans la section épuration située en bas de la colonne d'aspiration où tous les hydrocarbures lourds liquides contenus dans le gaz sont soutirés et envoyés vers un décanteur.

Ce procédé permet d'éviter que les hydrocarbures lourds liquides ne contaminent la solution de mono éthanol amine (MEA), ce qui provoquera le moussage dans le système d'absorption et de régénération. Cette solution est un produit organique ayant une fonction basique dont les propriétés sont voisines de celles de l'ammoniac, elle neutralise les acides en donnant des sels et de l'eau. Elle est incolore, sa densité est de 1,107 à 20%, sa formule chimique est : $\text{NH}_2\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-NH}_2$.

La décarbonatation a pour rôle l'élimination du CO_2 contenu dans le gaz naturel avant qu'il ne pénètre dans la section de liquéfaction afin d'éviter sa solidification dans la partie froide du procédé. Le CO_2 se solidifie à une température de -57°C , alors que pour liquéfier le gaz naturel il faut atteindre une température de -162°C ; il faudra donc éliminer ce CO_2 contenu dans le gaz naturel car lors de son passage dans la section froide il pourra provoquer le bouchage des conduites et des tubes dans les échangeurs.

L'élimination du CO_2 du gaz naturel se fait à l'aide d'une solution MEA d'une concentration variant de 12 à 15%.

Circuit de préparation de la MEA :

Une solution MEA concentré à 20% est stockée dans un bac desservant trois trains. Si un appoint est nécessaire vers la section de décarbonatation, le MEA concentré à 20% dans le bac est envoyé vers le puisard MEA ou elle est mélangée avec des condensables pour obtenir une concentration variante entre 12 et 15%.

Système anti-mousse :

Ce système est conçu pour stabiliser l'absorbeur de la MEA et d'éviter tout risque de moussage. Le moussage est un phénomène physique : dans ce cas il résulte du contact de la MEA avec les hydrocarbures liquides (C_5 et C_6) et les impuretés contenus dans le gaz naturel provoquant une mauvaise absorption de CO_2 , par conséquent une perte de MEA. Pour y

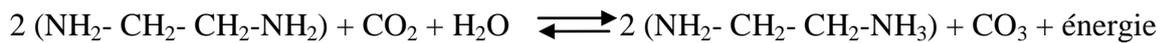
remédier, une installation à injection d'anti-mousse existe ; elle est constituée d'un bac de pré mélangeage et d'une pompe d'injection de produits anti-mousse.

Circuit d'injection de la MEA :

A l'aide d'une turbo pompe, la MEA est aspirée puis refoulée vers le refroidisseur de la solution pauvre en MEA pour être refroidie à la température de 38°C, puis introduite en tête de l'absorbeur au niveau du premier plateau, le débit de MEA est de 54,4 m³/heure.

La MEA réduit la teneur du CO₂ présent dans le gaz naturel de 1400 ppm à 90 ppm.

La réaction chimique qui régit entre la MEA et le CO₂ est une réaction réversible qui se traduit comme suit :



Circuit de régénération de la MEA :

La MEA riche en CO₂ sort du fond de l'absorbeur à une température de 38°C et une pression de 42 bars, passe à travers un ballon séparateur pour diminuer sa pression de service puis par deux échangeurs pour récupérer de la chaleur par échange thermique avec la MEA pauvre en CO₂ afin d'atteindre une température de 93°C à l'entrée du régénérateur étant donné que tout fonctionne dans un circuit fermé.

La MEA riche pénètre dans le régénérateur au dessus du premier plateau où elle est en contact avec les vapeurs ascendantes, ce contact MEA vapeur permet l'élimination du CO₂ de la MEA. Les vapeurs sont produites par vaporisation partielle de la MEA dans un rebouilleur fonctionnant à l'aide de la vapeur d'eau à 3,45 bars.

• **Déshydratation :**

Venant de la section de décarbonatation saturé en eau et débarrassé du CO₂, le gaz naturel pénètre dans la section de déshydratation qui réduit sa teneur en eau jusqu'à 1 ppm.

La première partie de l'eau est éliminée par condensation (refroidissement sous contrôle de la température en évitant la formation d'hydrates). La seconde partie, quand à elle, sera piégée par absorption au niveau des sécheurs à tamis moléculaires (matériau poreux piégeant les molécules d'eau).

Cette déshydratation s'effectue grâce à un jeu de deux sécheurs à tamis moléculaires.

Lorsqu'un sécheur est en service, l'autre est en régénération, ils fonctionnent en alternance avec une durée de fonctionnement de douze heures.

- **Démercurisation :**

Après la déshydratation, le gaz naturel passe à travers un démercuriseur qui utilise le charbon actif imprégné de soufre afin d'éliminer le mercure en réduisant sa teneur jusqu'à $10\text{ng}/\text{Nm}^3$.

L'élimination du mercure est nécessaire du fait que ce dernier a un comportement nocif en matière de corrosion. Il devient très agressif au contact de l'aluminium au niveau de l'échangeur principal.

Le démercuriseur est constitué d'un premier lit de billes en céramiques qui est disposé au fond du ballon est sert à supporter le charbon actif imprégné de soufre et empêcher son entrainement avec le gaz. Le deuxième lit est situé au dessus et séparé d'un filtre flottant.

- **Pré-refroidissement au propane :**

Une fois traité, le gaz naturel passe à travers deux refroidisseurs au propane : le premier à moyenne pression et le second à basse pression jusqu'à ce qu'il atteigne une température de -26°C et une pression de 41,6 bars. Le gaz naturel devient ainsi bi-phasique.

- **Séparation :**

La séparation des hydrocarbures légers et lourds s'opère au niveau de la tour de lavage et ce par un phénomène de distillation. Cette opération s'effectue dans une colonne à plusieurs plateaux (12) dans laquelle circulent à contre courant le liquide et la vapeur. Ces deux phases venant respectivement d'un condenseur en tête et au fond d'un rebouilleur.

Le gaz naturel va subir un flash au niveau de la tour de lavage où il pénètre au niveau du neuvième plateau. La tour de lavage comporte 12 plateaux, la vapeur quittant la colonne vers la tête est associée à un débit de recyclage de propane C_3 et de butane C_4 provenant de la section de fractionnement permettant ainsi d'absorber les dernières traces de pentane C_5 et de maintenir un débit de reflux dans la colonne.

Les produits les plus volatiles s'accumulent avec la vapeur et vont en haut de colonne, l'inverse pour les produits lourds qui passent en phase liquide et sont soutirés par le fond de la colonne.

Le méthane représente la majeure partie acheminée en tête de colonne. Les produits de fond (C_2 , C_3 , C_4 , C_5) sont dirigés vers le fractionnement ou se fera leurs séparation dans d'autre colonnes.

- **Fractionnement :**

La section fractionnement a pour rôle, la séparation des hydrocarbures éliminés du courant du gaz naturel dans la tour de lavage. Elle est constituée essentiellement de quatre colonnes de distillation :

- Colonne de déméthanisation.
- Colonne de dé-ethanisation.
- Colonne de dépropanisation.
- Colonne de débutanisation.

Les C_1 , C_2 , C_3 , C_4 obtenus lors du fractionnement sont utilisés pour satisfaire les besoins internes du complexe tels que :

- Appoint vers la boucle MCR ;
- Appoint vers fuel-gaz pour l'alimentation des chaudières ;
- Vert GNT au niveau de l'échangeur principal (E520) ;
- Vers la ligne inter-train ;
- Recyclage vers tour de lavage ;
- Vers torche.

Le fond de la colonne de débutanisation est envoyé vers le bac de stockage de la gazoline pour être transféré vers le GL2/Z puis le GP1/Z.

- **Refroidissement principal :**

Il s'effectue en faisant refroidir le gaz naturel traité (GNT) en utilisant un réfrigérant mixte appelé MCR (Multi Composant Réfrigérant) au niveau de la colonne de liquéfaction (l'échangeur principal). C'est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane dont la composition est définie.

Ce cycle utilise des flux de propane et de réfrigérant mixte qui assurent un refroidissement continu à plusieurs niveaux de températures réduisant ainsi les pertes thermodynamiques et améliore le rendement global du cycle.

Le GNT arrivant du séparateur de la tour de lavage est admis dans la section de liquéfaction à une température de -38°C et une pression de 39 bars. Il passe à travers un filtre puis pénètre dans un serpentin de faisceaux situé au fond de l'échangeur principal. A ce stade, il est liquéfié par refroidissement avec le réfrigérant mixte MCR.

Le gaz naturel liquéfié (GNL) sort de l'échangeur principal avec un débit réglé et où la température du GNL produit est de -148°C . A ce stade, le gaz naturel est sous forme liquide à une pression de sortie de 28.3 bars.

Par la suite, le GNL subit une détente à travers une vanne de détente (TV612) où la température chute jusqu'à -158°C , puis pénètre dans le ballon de détente d'azote où la pression passe à 1.3 bars et la température à -163°C .

La phase liquide (GNL) sera ensuite envoyée vers les bacs de stockage ; la phase gazeuse environ moitié méthane et moitié azote, est ensuite envoyée comme combustible à la centrale thermique. Ce gaz de queue est parfois utilisé pour la production de l'hélium.

- **Stockage et chargement :**

Le GNL produit par les six trains est pompé, à une pression d'environ 5 bars, depuis le ballon dé-azoteur jusqu'aux réservoirs de stockage de GNL au nombre de trois bacs de double parois métalliques avec une capacité de 100.000 m^3 chacun à 1,03 bar et -162°C .

La conduite de 20 pouces se sépare en trois conduites de remplissages de 24 pouces. Le stockage se fait par le fond pour que le GNL soit homogénéisé dans le réservoir de stockage afin d'éviter le phénomène de Roll-Over (une différence de densité du GNL dans les bacs de stockage peut entraîner un phénomène de basculement de couche).

Le produit de l'évaporation normale provenant des réservoirs de stockage est comprimé par six compresseurs en plus de la vapeur produite à bord des navires pendant le chargement pour être envoyé à la centrale thermique.

Il existe un quai de chargement à deux postes pour des méthaniers de 125.000 m^3 , dont le temps de chargement est d'environ 12 à 13 heures.

Le Boil-Off produit dans les réservoirs de stockage ou pendant les chargements des méthaniers est envoyé vers les chaudières (vers fuel-gaz : utilisé comme combustible pour la consommation interne du complexe), vers les torches pour être brûlé ou mis à l'évent dans le cas des bacs de stockage.

III.3.3. Composition du gaz naturel liquéfié

Le GNL commercial produit au sein du complexe GL1/Z a la composition suivante :

Tableau I.3 : Composition du GNL à la sortie du complexe GL1/Z [3].

Composants	Limites des pourcentages molaires	
	Minimum	Maximum
N ₂	00,60	01,40
C ₁	84,00	92,00
C ₂	06,00	08,50
C ₃	02,20	03,00
iC ₄	00,30	00,50
nC ₄	00,30	00,70
C ₅	00,00	00,20

IV. Conclusion

Dans ce chapitre nous avons situé le contexte de notre étude à savoir l'industrie de production du GNL et nous nous sommes intéressés plus particulièrement au complexe de liquéfaction GL1/Z d'Arzew.

Dans le chapitre suivant nous allons poser la problématique du Boil-Off dans les installations de liquéfaction du gaz naturel et les moyens mis en œuvre pour maîtriser et traiter ces vapeurs.

Chapitre II : La problématique du Boil Off dans les complexes de liquéfaction du Gaz Naturel

I. Introduction

Les vapeurs de vaporisation de GNL (Boil Off) produites au sein des complexes de liquéfaction du gaz naturel sont dues à différentes causes et sont générées dans différents points du processus de liquéfaction et de transport. La plus importante quantité de ces vapeurs est produite au niveau des réservoirs de stockage du GNL et lors du chargement des méthaniers (au sein du GL1/Z, le taux de production de Boil-Off par journée de stockage ou lors du changement des tankers est de l'ordre de 0.07% de la quantité stockée par jour ou de la quantité chargée dans les cuves des méthaniers).

Le but de ce chapitre est d'énumérer les causes susceptibles de générer du Boil Off au sein des complexes de liquéfaction et les moyens mis en œuvre pour maîtriser et traiter ces vapeurs.

L'essentiel des informations contenues dans ce chapitre sont issues de la documentation FORMATION INGENIEUR [3] de l'entreprise SONATRACH à laquelle j'ai eu accès durant mon stage.

II. Génération de vapeurs dans les réservoirs de GNL

Le GNL est stocké dans des réservoirs cylindriques à fond plat, à toit bombé, à basse pression (la pression de calcul d'un réservoir de stockage réfrigéré à basse pression est supérieure la pression atmosphérique mais légèrement inférieur à 1.03 bar manométrique) et à température cryogénique.

A titre d'indication : les bacs de stockage du complexe GL1/Z sont d'une capacité de 100.000m³ stockant du GNL à une température de -162 °C et à une pression de 1.03 bar.

La figure II.1 montre un bac de stockage du complexe GL1/Z :

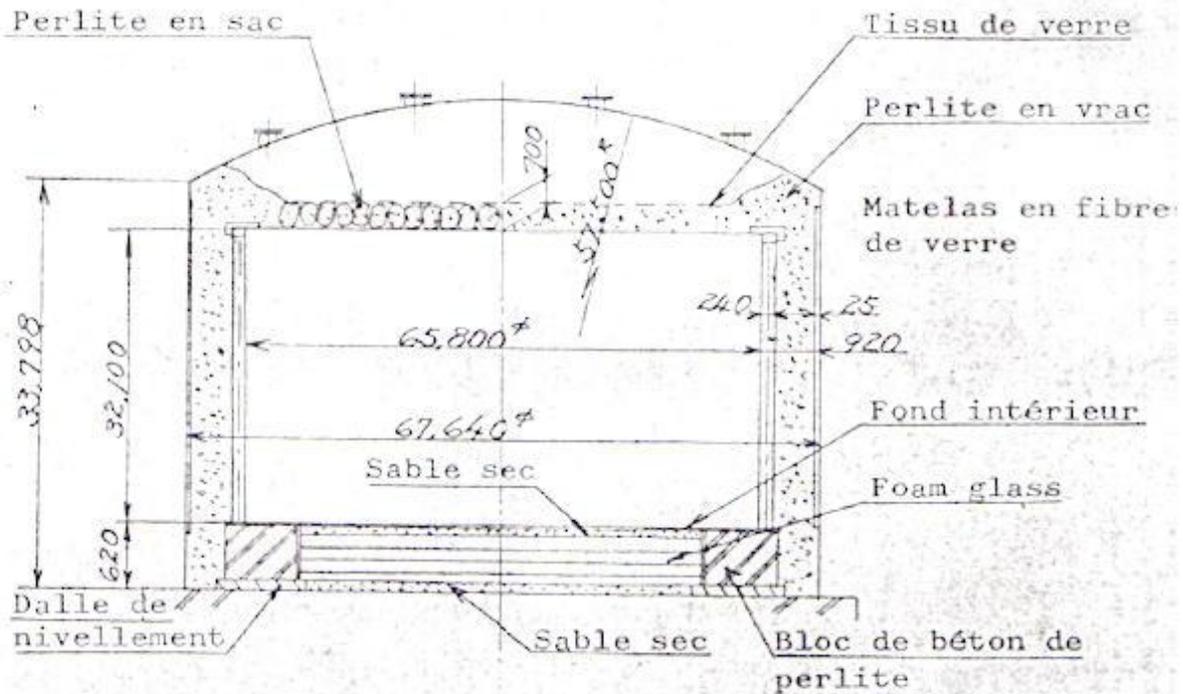


Figure II.1 : La conception des bacs de stockage du complexe GL1/Z [3].

Les entrées thermiques vers le GNL, provoquées soit par l'énergie de pompage des pompes de GNL produit ou des pompes de circulation de GNL, soit par les entrées thermiques au réseau de tuyauterie de GNL ou aux réservoirs de stockage proprement dits, constituent les principales causes de vaporisation dans les réservoirs de stockage de GNL.

La quantité de vapeurs produite par Boil-Off au sein des réservoirs de stockage de GNL varie beaucoup suivant un grand nombre de facteurs.

Les facteurs clé qui affectent le taux de génération de vapeurs sont les suivants :

Mode d'exploitation : Les considérations qui influencent le mode d'exploitation peuvent comprendre :

- Nombre de train de GNL en service.
- Chargement ou non du tanker à un moment donné.
- Capacité de production de chaque train.

Autre facteurs :

- Pression d'équilibre du transfert de GNL aux réservoirs de stockage.
- Entrées thermiques dans les conduites et réservoirs de GNL.
- Variation de pression dans les réservoirs de GNL.

- Si le contrôle de réservoir se fait par pression différentielle, les variations de pression barométriques affectent le taux de vaporisation.
- Composition du GNL.
- Variation de la température ambiante.
- Niveau du GNL dans le réservoir.
- En cas de chargement du tanker (méthanier), s'il s'agit du début ou de la fin de l'opération de chargement.
- Conditions anormales telles qu'un basculement de couche (Roll-Over).
- Conditions thermiques des cuves du méthanier en début de chargement.

II.1. Evaporation dans le réservoir de stockage

II.1.1. Les entrées thermiques vers un réservoir de stockage de GNL :

Les entrées thermiques vers un réservoir de stockage de GNL à fond plat ont lieu à travers le fond, la paroi verticale et le toit bombé. Les entrées thermiques relatives en provenance de ces sources dépendent de la construction du réservoir, en particulier de son isolation thermique.

Pour une construction déterminée et un taux de vaporisation spécifié, les entrées thermiques équivalentes sont définies par :

$$\text{Entrées thermiques} = V \text{ BO } \Delta H_{vap} \rho \quad (\text{II. 1})$$

Où : V : est le volume du réservoir de stockage (m^3)

BO : est le taux de vaporisation du GNL (% par jour)

ΔH_{vap} : est l'enthalpie de vaporisation du GNL (509 kJ/kg pour le méthane)

ρ : est la masse volumique du GNL (kg/m^3)

II.1.2. Evaporation de conception :

Ce taux de vaporisation est un des principaux paramètres de conception du réservoir de stockage de GNL ; il est habituellement exprimé en pourcentage du contenu du réservoir plein évaporé par jour. En outre, la pratique veut que la valeur exprimée soit généralement fondée sur du méthane pur, quelle que soit la composition réelle du GNL.

Les taux de vaporisation type des réservoirs de GNL de grandes dimensions, à double parois, varient entre 0.04 et 0.15 % du contenu du réservoir plein par jour. D'après une tendance récente, il existe une certaine préférence pour les réservoirs à faible taux de vaporisation, dans

les limites de 0.04 et 0.07 % par jour. Les considérations économiques avantagent tout particulièrement les réservoirs à faible taux de vaporisation dans les usines de liquéfaction. Une Entrée thermique importante ne fait que contribuer à la dégradation de GNL précieux en gaz naturel à pression ambiante. Même s'il sert de combustible, *ce gaz doit être comprimé plus avant*, ce qui en augmente le coût d'installation et d'exploitation.

La pénalité associée à l'obtention d'un taux de vaporisation faible est un coût supplémentaire de calorifugeage au niveau du réservoir de stockage. Quoiqu'il en soit, compte tenu de la valeur élevée du GNL, les réservoirs à faible taux de vaporisation (0.04 à 0.07 %) se justifient pleinement.

II.1.3. Evaporation réelle :

Le taux de vaporisation réelle de GNL dans un réservoir de stockage correspond rarement au taux de calcul. On va mettre en évidence les facteurs importants affectant le taux réel de vaporisation :

- Effet du niveau dans le réservoir de stockage : Les entrées thermiques vers un réservoir partiellement rempli de GNL sont inférieures à celles d'un réservoir plein. En raison de la circulation vigoureuse qui a lieu dans le liquide, la masse entière de celui-ci demeure essentiellement à température uniforme. Dans l'espace vapeur, cependant, la convection naturelle est beaucoup moins dynamique et il s'établit en général un gradient de température vertical.

Ainsi, un réservoir partiellement remplis, subira généralement une évaporation moins importante qu'un réservoir plein, étant donné qu'une partie de l'entrée thermique réchauffe les vapeurs en plus du GNL. Toutefois, l'expérience veut que le niveau dans le réservoir n'ait qu'une faible incidence sur son taux de vaporisation (même à très bas niveau de liquide, le taux de vaporisation n'est que marginalement inférieur à celui d'un réservoir plein).

- Effet de la pression : les variations de la pression absolue de l'espace du réservoir de GNL rempli de vapeurs peut avoir une incidence grave sur le taux de vaporisation. Une réduction soudaine de la pression peut produire du GNL sursaturé (la température du liquide est supérieure à celle qui correspond à la température du point de bulle à la pression de réservoir prédominante). Une telle sursaturation provoque une évaporation accrue que l'on peut calculer au moyen de l'équation de Hashemi-Wesson :

$$m_v = 0.225 (DP_s)^{4/3} \quad (II. 2)$$

Où : m_v est l'évaporation due à la sursaturation, exprimée en $kg/(heure.m^2)$.

DP_s est la différence entre la pression de sursaturation de GNL et la pression dans l'espace vapeur, exprimée en kPa .

Si la pression absolue du réservoir est diminuée et maintenue à un niveau réduit pendant une longue période, la température du GNL stocké diminuera progressivement, ayant pour résultat une diminution de la sursaturation et du taux de vaporisation.

Dans la pratique, l'exploitation d'un réservoir de GNL sous contrôle de pression absolue peut se faire à une pression relativement constante. Ainsi, les variations des taux de vaporisation résultant des changements de pression dans le réservoir peuvent être minimisées. Par ailleurs, un réservoir dont le fonctionnement se fait par pression différentielle sera sujet à des variations de pression absolue en fonction des changements se produisant au niveau de la pression barométrique. Car, une brusque diminution de la pression absolue produira un taux de vaporisation maximum beaucoup plus élevé que la même diminution de pression obtenue progressivement.

- Composition du GNL : La composition du GNL stocké (et plus particulièrement sa teneur en azote) peut affecter de manière significative le taux de vaporisation. Du point de vue thermodynamique, l'azote est beaucoup plus léger que le méthane. En conséquence, l'évaporation affectera en priorité l'azote, et la teneur en azote du GNL diminuera, ce qui augmente le point de bulle du GNL (augmente la température de saturation du GNL). Le résultat net d'une telle occurrence est qu'une grande partie de l'entrée thermique vers le réservoir de GNL se manifeste sous forme de chaleur sensible dans le liquide. La quantité de vapeur produite est réduite proportionnellement avec la diminution de la proportion d'azote dans le GNL stocké. Cette évaporation préférentielle prolongée (de l'azote et du méthane) alourdit les couches supérieures qui s'enfonceront dans le bain de GNL plus léger provoquant ainsi un phénomène de Roll-Over.

- Effet de la température ambiante : Les variations de la température ambiante peuvent entraîner des variations importantes au niveau des entrées thermiques. Lorsque le changement de la température ambiante varie entre 0° et $35^\circ C$, la différence de température entre le liquide stocké et l'ambiance augmente d'environ 22%. Le changement réel du taux de vaporisation dépendra naturellement de la fraction de l'entrée thermique provenant de l'ambiance et de celle provenant du sol. Quoiqu'il en soit, on peut s'attendre à une variation d'environ 17% au

niveau des taux de vaporisations lorsque l'intervalle des variations de températures saisonnières est d'environ 35° à 40°C.

Le rayonnement solaire affecte également l'entrée thermique vers les réservoirs. La température d'équilibre en surface du réservoir est soumise aux radiations solaires dépendra de facteurs tels que le pouvoir émissif de la peinture, la vitesse du vent, etc ; et le rayonnement solaire peut entraîner une augmentation de la température de surface du réservoir de stockage bien au-dessus de la température ambiante.

- Marge de calcul : finalement, il est à noter que les fournisseurs de réservoirs prévoient une certaine marge pour satisfaire aux exigences des entrées thermiques garanties (de calcul). De manière générale, l'entrée thermique réelle est légèrement inférieure à celle de calcul ou garantie. Toutefois, une variation précise des entrées de chaleur dans un réservoir de stockage de grande dimension est relativement difficile à effectuer, car il est particulièrement difficile de maintenir des conditions d'essai uniformes pendant une période de temps suffisante pour l'obtention de résultats valables.

II.2. Evaporation de Transfert de GNL

Le procédé de liquéfaction de GNL peut utiliser soit un système de sous-refroidissement poussé ou à détente finale. Dans le schéma à sous-refroidissement poussé, l'évaporation de transfert est pratiquement éliminée. Le GNL quittant l'échangeur principal est refroidi à une température suffisamment basse pour que, suivant la détente à la pression du réservoir de stockage, le GNL reste légèrement sous-refroidi, évitant ainsi la détente de la vapeur. En fait, selon l'étendue du sous-refroidissement, une partie de l'évaporation du réservoir de stockage peut être évitée, car une partie de l'entrée thermique vers le réservoir peut être absorbée comme chaleur sensible dans le GNL sous-refroidi.

Le système de détente finale, par contre, est le système dont l'emploi est le plus courant. Ce système devient pratiquement indispensable si l'on veut obtenir un rejet d'azote important. Il se forme une vapeur de Boil-Off de transfert au niveau du système de détente finale provoquée par deux facteurs différents :

- D'abord, le réservoir de stockage de GNL se trouve à une pression plus faible que le ballon de détente d'azote. Cette réduction de pression produit le plus grande partie de la vapeur de détente.
- La chaleur produite par le pompage des pompes à produit, et l'entrée thermique dans les canalisations de transfert peut entraîner la génération de vapeur de détente supplémentaire.

II.3. Vapeur de déplacement dans les réservoirs de GNL

Il s'agit de la vapeur produite dans les réservoirs de GNL par déplacement réel causé par l'arrivée du volume de GNL. Ce taux de vapeur est directement proportionnel au taux de remplissage du réservoir de stockage. Sa réduction est l'un des objectifs de la maîtrise du Boil-Off

II.4. Entrées thermiques dans la conduite de chargement

Durant la période d'attente entre les chargements de tankers, les conduites de chargement et autres conduites de liquide cryogénique sont maintenues froides par une circulation continue de GNL. La chaleur captée par ce GNL et la chaleur due au pompage connexe de la pompe de circulation produiront éventuellement des vapeurs supplémentaires dans les réservoirs de stockage de GNL.

II.5. Basculement de couche dans les réservoirs de GNL ou Roll-Over

Le basculement de couche est un phénomène qui accompagne l'égalisation de densité de deux ou plusieurs couches de liquides dans un réservoir stratifié. Ce phénomène risque parfois de produire des dégagements importants de vapeurs, provoquant de sérieux problèmes.

- Mécanisme du basculement de couche : Les transferts thermiques à travers le fond et l'enveloppe du réservoir donnent lieu à une circulation par convection à l'intérieur du liquide. Dans un réservoir stratifié, différents types de circulation s'établissent dans les diverses couches. En fait, il est possible que plusieurs couches de stratification soient créées pendant l'évolution d'une condition de basculement. Après un certain temps, les couches se mêlent pour former des couches plus grandes. Bien que les réservoirs puissent contenir plus de deux couches lorsque le basculement a lieu, le basculement proprement dit n'engagera que deux couches. En outre, le dégagement de vapeurs de basculement ne peut avoir lieu que lorsqu'une de ces couches est la couche supérieure.

L'interface entre les couches dans un réservoir stratifié n'est pas représentée par une zone calme sans perturbations, mais par une zone où le contact entre deux couches produit des transferts de chaleurs et de masse entre celles-ci. Lorsque la différence de densité entre les deux couches est supérieure à environ 0.1 %, elles demeureront nettement stratifiées. S'il était possible de d'éliminer toutes les fuites thermiques dans le réservoir, les couches se stabiliseraient et l'interface serait un plan horizontal plat.

La couche de fond du réservoir stratifié subit une circulation plus vigoureuse en raison des entrées thermiques relativement importantes à travers le fond du réservoir. L'interface entre

les deux couches peut être visualisée comme des panaches de convection qui montent de la couche du fond pour pénétrer dans la couche sus-jacente. La hauteur de cette pénétration dépend du taux de dégagement de chaleur et de la différence de densité entre les deux couches.

Lorsque les entrées thermiques sont suffisamment importantes ou que la différence de densité est suffisamment faible, les panaches de convection risquent de monter jusqu'à ce qu'elles sortent à la surface de la couche supérieure du liquide. Si ceci se produit, la chaleur que renferment ces panaches de liquide en provenance de la couche du fond se dégagera sous forme de vapeurs de détente dans l'espace vapeur du réservoir.

Il est probable que le basculement de couche se produirait en présence d'une différence de densité d'entre 0.01 et 0.1 %. Dans le cas où les entrées thermiques sont importantes, la circulation par convection est suffisamment vigoureuse pour que les forces de stratification puissent être surmontées même si la différence de densité est importante, de 0.1 % par exemple. De même, dans le cas où les entrées thermiques sont peu importantes, le basculement de couches se produirait en présence même d'une faible différence de densité, par exemple 0.01 %. Si la période de stratification est suffisamment longue.

De nombreux facteurs sont responsables des variations de densité entre les couches de liquide susceptibles de conduire au basculement de couche. La plus importante est la variation de température entre les couches ; En raison de l'échauffement de la couche inférieure, la densité de celle-ci diminue et s'approchera éventuellement de la densité de la couche supérieure. Si la densité de la couche inférieure diminue suffisamment de manière à ce que la densité des deux couches soit pratiquement égale ou inversée, alors le basculement aura lieu.

Lorsque les densités s'égalisent et que le mélange a lieu, le contenu total du réservoir atteindra la température de bulle correspondant à la pression du réservoir et à la composition moyenne du liquide. Lorsque le liquide se stabilise à cette condition, la chaleur sensible accumulée dans la couche inférieure sera dégagée.

- Dégagement de vapeur lors du basculement de couche : le mélange des couches liquides et le dégagement de vapeur qui l'accompagne n'ont pas lieu instantanément. En fonction des conditions initiales du réservoir stratifié, le basculement peut durer plusieurs minutes, voire plusieurs heures. Bien qu'il soit difficile de prédire le taux de dégagement de vapeur, il est relativement facile d'estimer la quantité totale de vapeur qui sera dégagée.

Supposons que la composition et la hauteur de chacune des couches stratifiées soient connues. Pour une pression de réservoir déterminée, la température de saturation et la densité de la

couche supérieure qui provoquent le basculement peuvent être calculées. Avec les caractéristiques de l'entrée thermique vers le réservoir, il est possible de calculer le temps qui s'écoulera avant l'égalisation des densités des deux couches. Puisque la température et la composition de chaque couche peuvent être calculées, il est possible d'estimer l'enthalpie de chaque couche au début du basculement. Un calcul de détente donnera alors la quantité totale de vapeur générée et la température finale qui sera atteinte suite au basculement. La composition dont il faut tenir compte pour le calcul de détente est la composition globale moyenne du contenu du réservoir juste avant le basculement.

Nous supposons que toute la vapeur générée provient de la chaleur sensible en excédent de la couche inférieure, le calcul se fait comme suit :

$$Q_s = m_b C_p (T_B - T_{B,SAT}) \quad (\text{II. 3})$$

Où : Q_s : est la quantité totale de chaleur sensible en excédent dans la couche inférieure en kJ.

m_b : est la masse du liquide de la couche inférieure en kg.

C_p : est la capacité spécifique à pression constante du liquide en kJ/(kg·K) .

T_B : est la température de la couche inférieure au moment du basculement en Kelvin (K).

$T_{B,SAT}$: est la température de point de bulle de la couche inférieure à la pression du réservoir (la pression de la couche vapeur au dessus de la couche supérieure) en Kelvin (K).

La quantité totale de vapeur générée est alors calculée par :

$$M_v = Q_s / \Delta H_{vap} \quad (\text{II. 4})$$

Où : M_v : est la masse totale de vapeur générée pendant le basculement.

ΔH_{vap} : est la chaleur latente de vaporisation de la vapeur formée.

La procédure précédente n'est valable que si la température initiale de la couche supérieure et la température finale du réservoir suite au basculement sont toutes deux égales à $T_{B,SAT}$. Cependant, cette méthode fournit une estimation raisonnable suffisamment exacte pour la plupart des besoins.

III. Génération de vapeur durant le chargement des méthaniers

La génération des vapeurs dans le terminal lors du chargement du méthanier (tanker) dépend de la période d'attente entre les chargements de tanker.

La génération de vapeur dans un tanker se produit en présence des facteurs suivants :

- Evaporation due à un défaut de maintien en froid des réservoirs de stockage du tanker.
- Les vapeurs de détente se produisant à la suite de la différence de pression entre le tanker et le réservoir de stockage, l'apport de chaleur au GNL en provenance des pompes de chargement et l'entrée thermique au niveau des conduites de chargement. Il se produit également une certaine entrée thermique au niveau des bras de chargement de GNL et la tuyauterie du tanker.
- La vapeur de déplacement due au volume de GNL chargé dans les réservoirs du tanker.

Le premier de ces facteurs (évaporation en tanker) est indépendant du taux de chargement. Cette évaporation peut se produire, que le tanker soit en train d'être chargé ou non. Les deux autres facteurs sont proportionnels au taux de chargement.

Les vapeurs de vaporisation des réservoirs du méthanier, durant le voyage, servent normalement de combustible dans les chaudières du tanker. Toutefois, la procédure habituelle consiste à interrompre l'utilisation des gaz de vaporisation dans les chaudières du tanker avant le commencement du chargement. Une fois les opérations d'amarrage terminées, le bras de retour de vapeur de l'usine est branché au réseau de vapeur du tanker. Cette opération garantit que l'ensemble des vapeurs produites ultérieurement dans le tanker sont envoyées vers l'installation à terre pour élimination.

III.1. Evaporation dans le Tanker

Le volume de l'évaporation dans le tanker dépend de l'isolation thermique des cuves de ce dernier. Une Entrée Thermique Type, exprimée en pourcentage de vaporisation varie entre 0.15 et 0.25 % par jour. Les entrées de chaleur dépendent de la dimension du tanker et du pourcentage de vaporisation. La plupart des tankers utilisés dans le cadre de projets GNL de base ont une capacité de 125000 m³. Toutefois, plusieurs tankers de plus petite capacité sont toujours en service.

III.2. Vapeur de détente de Tanker

Une quantité de chaleur importante est transférée vers le GNL par l'intermédiaire des pompes de chargement de GNL. Les besoins en puissance réelles de ces pompes dépendent du taux de chargement, de la dimension des conduites de chargement, de la distance séparant les réservoirs de stockage et le quai, etc. En outre, les entrées thermiques à travers les conduites de chargement sont également absorbées par le GNL.

Si les réservoirs de stockage de GNL étant généralement situés à une cote plus élevée que les réservoirs du tanker, la pression statique résultant des différences de cotes contribue également à la formation de vapeurs de détente. L'énergie potentielle (ou pression statique) augmente considérablement l'apport de puissance à la pompe. Tout comme l'apport de puissance à la pompe, l'énergie potentielle est éventuellement convertie en chaleur de frottement et contribue ainsi directement à la génération de vapeurs.

La quantité de vapeurs produites dépend à la fois de la chaleur absorbée par le GNL, ainsi que des pressions absolues dans les réservoirs de stockage de GNL et ceux du tanker. Les réservoirs du tanker sont habituellement maintenus à une pression de 108 *kPa*. Si les réservoirs de GNL à terre se trouvent à une pression plus faible que ceux du tanker (comme c'est généralement le cas), une partie des vapeurs de détente sera supprimée en raison de la pression plus élevée au niveau du réservoir de tanker. Ainsi, plus la pression est élevée dans le tanker, moins il y a de vapeurs de détente. La pression de service maximale dans les réservoirs du tanker est généralement d'environ 120 *kPa* ; toutefois, l'exploitation des tankers se fait rarement à une pression aussi élevée. Sachant que les réservoirs de stockage de GNL à terre fonctionnent à des plages de pression très variées. Une plage de pressions absolues de 102.5 à 106.3 *kPa* à des conditions barométriques normales.

Dans la plupart des conditions, la pression du tanker dépasse celle du réservoir de GNL, ce qui entraîne une surpression nette de certaines vapeurs de détente. Toutefois, exceptionnellement, si le réservoir de stockage se trouve à une pression plus élevée que celle du tanker, les vapeurs de détente totales excéderont celles des seules considérations d'apport thermique.

III.3. Vapeur de déplacement du tanker

Le volume de vapeur déplacée (qui était initialement dans les réservoirs du tanker) est le même que le taux de chargement volumétrique.

Cette quantité de vapeur déplacé peut être déterminée en connaissant la pression et la température au niveau des réservoirs du tanker. Elle est égale à la quantité de vapeur initialement dans les cuves plus l'évaporation générée durant le remplissage.

III.4. Refroidissement d'un tanker chaud

Lorsqu'un tanker de GNL est déchargé, une petite quantité de GNL (le fond du réservoir) reste typiquement dans les réservoirs. Pendant le voyage de retour, les réservoirs du tanker sont maintenus en froid par une réfrigération automatique assurée par l'évaporation du GNL. De façon idéale, lorsque le tanker arrive au terminal de chargement, les réservoirs sont prêts à recevoir une nouvelle cargaison de liquide cryogénique. Toutefois, si on permet à un réservoir de GNL de se réchauffer, il doit d'abord être refroidi avant que l'on ne puisse charger du GNL à bord du tanker. Comme dans les trains de liquéfaction, le refroidissement est un procédé minutieusement contrôlé pour éviter une étincelle thermique au niveau du réservoir du tanker. Une inspection/entretien courants est requis pour chaque tanker de GNL, dont les réservoirs sont alors complètement vidangés et purgés. Une fois l'inspection/entretien terminés, les réservoirs du tanker sont rendus inertes et remis en charge minimale.

Le refroidissement du tanker chaud est réalisé en vaporisant du GNL à un taux contrôlé dans les réservoirs du tanker. La quantité et la qualité des vapeurs produites lors du refroidissement du tanker seront toutes deux différentes de celles produites au cours d'un chargement de tanker normal.

Quelquefois, comme pour les complexes de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z et GL2/Z, une torche séparée est prévue pour le traitement des vapeurs provenant de l'opération de refroidissement d'un tanker chaud.

IV. Elimination des vapeurs

Les vapeurs proviennent, tel que présenté précédemment, d'un certain nombre de sources dans le réseau de chargement et de stockage. Une accumulation de vapeur aura tendance à augmenter la pression dans les réservoirs de stockage et leurs réseaux connexes ; un manque de vapeur peut entraîner des conditions de vide adverses.

Dans la plupart des cas, il existe un excédent de vapeur net qui doit être éliminé afin d'éviter toute surpression. Les méthodes pouvant être mises en œuvre pour éliminer cet excédant de vapeur sont les suivantes :

- Utilisation comme combustible.
- Recompression et reliquéfaction.
- Mise à la torche.
- Mise à l'évent.

Les deux premières options évitent de gaspiller la chaleur contenue dans le gaz de vaporisation et ces deux méthodes ont été mises en œuvre dans diverses usines. Toutefois, la recompression et la reliquéfaction entraînent des coûts importants d'installation et d'exploitation se rapportant à un matériel de compression complexe. On, utilise plus souvent cette option dans les usines de pointe que dans les installations de charge minimale.

La mise à la torche et la mise à l'évent des vapeurs de vaporisation sont peu économiques, et ni l'une ni l'autre ne devrait être utilisée à titre de méthode principale d'élimination de vapeurs. Toutefois, ces deux méthodes sont couramment utilisées, en cas d'urgence, comme méthodes de secours pour l'élimination des excédents de vapeurs ; Par exemple : en l'absence de besoins en combustible (lors de l'arrêt de l'ensemble des trains), ou lorsque le compresseur de gaz combustible est hors service.

IV.1.Utilisation comme combustible

Les vapeurs produites dans la zone de stockage et de chargement sont à une pression très proche de la pression atmosphérique. Elles ont donc besoin d'être comprimées à la pression du réseau de combustible.

Le bilan général de combustible d'une usine de liquéfaction est une considération de calcul et d'exploitation particulièrement importantes. Le choix des systèmes d'entraînement du compresseur de réfrigération principal affecte le bilan de combustible. Dans un cas extrême, si l'ensemble du matériel tournant est entraîné par un moteur électrique, on n'aura pratiquement pas besoin de combustible (à l'exception d'une faible quantité pour la chaleur du procédé). D'autre part, dans une unité entraîné par une turbine à vapeur, on aura besoin de quantités importantes de gaz combustible ; toutefois, il faut que le combustible soit à une pression modérée à élevée. Typiquement une pression de 1700 *kPa* peut être requise pour des turbines à gaz de type industriel et de 3500 *kPa* ou plus pour des turbines dérivées de l'aéronautique.

Fondé sur ce qui précède, la méthode recommandée pour le traitement des vapeurs de vaporisation serait la suivante :

- Installation à entraînement par turbine à vapeur : compression et utilisation des vapeurs comme combustible dans les chaudières.
- Installation à entraînement par moteur électrique : recompression et reliquéfaction des vapeurs.
- Installation à entraînement par turbine à gaz : nécessité d'une évaluation économique car il est possible d'utiliser l'une ou l'autre des méthodes précitées.

IV.2. Recompression et Reliquéfaction

La recompression des gaz de vaporisation de la pression atmosphérique à une pression appropriée pour la reliquéfaction appelle à des coûts importants à la fois d'investissement et d'exploitation. En tout état de cause, l'absence d'un besoin en gaz combustible (par exemple lorsque l'ensemble des entraînements se font par moteur électrique) justifierait normalement un tel coût de compression.

Dans les usines de pointe de GNL, la quantité de vapeurs de vaporisation (Boil Off) représente une part importante de la capacité de liquéfaction. Même lorsqu'on se sert de turbines à gaz pour l'entraînement, le volume total de vapeurs de vaporisation peut dépasser les besoins en combustible. Dans ces cas-là, (et lorsqu'on se sert de moteurs électriques pour l'entraînement), on aura une préférence pour recourir à la recompression et à la liquéfaction.

La teneur en azote du GNL peut poser certains problèmes lors de la reliquéfaction. Lorsque la teneur en azote du GNL est élevée (comme c'est le cas pour le gaz naturel traité aux installations d'Arzew), la teneur en azote des vapeurs provenant du réseau de détente finale est trop élevée ; il faut donc prévoir des températures beaucoup plus basses dans l'unité de liquéfaction. Dans ces cas-là, l'extrémité froide de l'installation peut servir à l'élimination de l'azote avec peu ou pas de production de combustible ; Il faudrait pour cela se servir d'une colonne à reflux pour la production d'azote presque pur. De tels systèmes peuvent être proposés comme source alternative de l'azote requis dans l'usine. En éliminant une quantité suffisante de l'azote du GNL, la teneur en azote des gaz de vaporisation peut être maintenue suffisamment basse pour en permettre la liquéfaction.

Dans les usines de pointe, une alternative à la reliquéfaction serait la compression et le renvoi des vapeurs de vaporisation vers le gazoduc. Puisque l'évaporation ne concerne qu'une fraction infime du débit total du gazoduc, une teneur élevée en azote ne devrait causer aucun changement important au niveau de la composition globale dans le gazoduc.

IV.3. Mise à la Torche et à l'Event

On ne devrait avoir recours à la mise à la torche et à l'évent que comme mesure de secours pour l'élimination des gaz de vaporisation. Pour des raisons de sécurité, la mise à la torche est préférable à la mise à l'évent. Mais comme le gaz de vaporisation est plus léger que l'air, il pourra être mis à l'évent, à condition de prévoir une hauteur d'évent suffisante pour en assurer une dispersion adéquate.

La pratique couramment mise en œuvre dans les usines de GNL consiste à envoyer les excédents de gaz à la torche et d'équiper les réservoirs de soupapes de détente pour une mise à l'évent directe.

IV.4. Conditions particulières se produisant pendant le Chargement du Tanker

Dans une usine de liquéfaction de GNL, une quantité beaucoup plus importante de vapeurs est produite pendant le chargement du tanker que durant les périodes normales.

Les vapeurs quittant le tanker sont comprimées soit par des soufflantes à bord du tanker soit par des soufflantes à terre et sont envoyées vers la zone de stockage. La plupart des tankers sont équipés de leurs propres soufflantes et peuvent renvoyer les vapeurs produites dans le tanker à une pression fixe, qui est typiquement tout juste suffisante pour les renvoyer vers l'aspiration du compresseur de gaz de vaporisation de l'usine. Une partie importante des vapeurs est renvoyée vers les réservoirs pour éviter qu'il ne se crée du vide partiel lors d'une évacuation du GNL par pompage à grande vitesse. Ce retour de vapeurs vers les réservoirs devrait être égal à la vapeur déplacée des réservoirs du tanker. Les vapeurs supplémentaires résultent de la chaleur produite par le pompage, la fuite thermique du tanker, etc. contribuent à la formation d'un excédent net.

Le traitement de l'excédent de vapeurs lors du chargement du tanker est une considération importante de la conception. Si le bilan combustible n'est pas conçu pour accommoder l'excédent de vapeurs, il faudra recourir à une mise à la torche importante. Au cas où la conception normale exige l'absorption totale des vapeurs du tanker, le bilan peut facilement être perturbé par des facteurs tels qu'une pression élevée dans le réservoir de stockage, un ou plusieurs trains sont à l'arrêt, etc.

V. Conclusion

L'évaluation des pertes totales de Boil-Off dans les installations de liquéfaction de GNL sont difficiles à chiffrer de façon exacte. Au niveau du GL1/Z, le taux de production de Boil-Off par journée de stockage ou lors du changement des tankers est estimé à 0.07% de la quantité stockée par jour ou de la quantité chargée dans les cuves des méthaniers, d'après certaines informations pour l'année 2007 le taux de gaz utilisé pour la consommation interne avoisine les 14 % et le taux de gaz torché avoisine les 0.85 %. Ainsi, la maîtrise des pertes et plus particulièrement celles dues au Boil-Off se révèle être un aspect important de la production et de la commercialisation du GNL.

Dans le chapitre suivant nous allons poser la problématique physique de la formation de la vapeur (Boil-Off) dans les lignes de transfert de GNL.

Chapitre III : Physique et thermodynamique du transfert de GNL dans les conduites

I. Introduction

Dans ce chapitre on va décrire les différents modèles physiques qui vont nous permettre d'évaluer le Boil-Off produit dans une ligne de transfert de GNL.

Pour ce faire, nous devons quantifier l'ensemble des énergies reçues par le GNL, et qui contribuent à sa vaporisation :

- Le transfert thermique du milieu extérieur vers le fluide.
- Les différentes pertes de charges accumulées par le fluide dans les conduites.

Ensuite, à l'aide du modèle des équations d'état nous pourrions calculer les paramètres thermodynamiques qui nous permettront d'établir les transformations d'état et quantifier ainsi le taux de vapeur créé à travers cette ligne de transfert.

Ce chapitre a pour objet de présenter les notions fondamentales nécessaires à notre étude afin de la mener sans ambiguïté.

Trois aspects importants de l'énergétique seront traités dans ce chapitre :

- Mécanique des fluides (pertes de charge) : Section II du présent chapitre
- Transferts thermiques : Section III du présent chapitre
- Thermodynamique (Equations d'état et application aux mélanges) : Section IV du présent chapitre.

II. Partie Mécanique des Fluides [5]

Le problème étudié est un écoulement de GNL dans une ligne de transfert des trains de production jusqu'aux bacs de stockage. Nous allons considérer donc l'écoulement d'un fluide réel incompressible (liquide) dans des conduites cylindriques avec pertes de charge.

II.1. Théorème de Bernoulli appliqué à un fluide réel avec pertes de charge en régime permanent isotherme

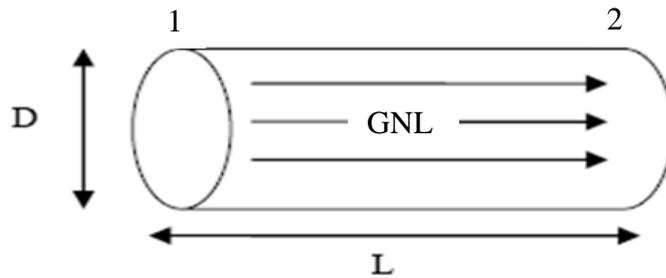


Figure III.1 : Schéma d'un écoulement de GNL dans une conduite.

Lors d'un écoulement d'un fluide réel il y a des pertes de charge entre les points (1) et (2) ; dans le cas d'une installation ne comportant pas de machine hydraulique (pompe ou turbine), la relation de Bernoulli s'exprime en variation de pression sous la forme :

$$P_1 + \rho g z_1 + \frac{1}{2} \rho v_1^2 = P_2 + \rho g z_2 + \frac{1}{2} \rho v_2^2 + \Delta P \quad (\text{III. 1})$$

Ou sous la forme :

$$(P_2 - P_1) + \rho g (z_2 - z_1) + \frac{1}{2} \rho (v_2^2 - v_1^2) = -\Delta P \quad (\text{III. 1a})$$

ΔP représente l'ensemble des chutes de pression entre (1) et (2) exprimées en Pa.

- La relation de Bernoulli s'exprime en variation de niveau (m) :

$$\frac{(P_2 - P_1)}{\rho g} + (z_2 - z_1) + \frac{1}{2g} (v_2^2 - v_1^2) = -\frac{\Delta P}{\rho g} \quad (\text{III. 2})$$

- La relation de Bernoulli s'exprime en variation d'énergie (J/kg) :

$$\frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + g(z_2 - z_1) + \frac{1}{2} (v_2^2 - v_1^2) = -\frac{\Delta P}{\rho} \quad (\text{III. 3})$$

II.2. Expression des pertes de charge

Lorsqu'on considère un fluide réel, les pertes d'énergie spécifiques, qu'on appelle souvent pertes de charge, dépendent de la forme, des dimensions et de la rugosité de la canalisation, de la vitesse d'écoulement et de la viscosité du fluide.

Les pertes de charge dans une conduite ont pour origine :

- Les frottements du fluide sur la paroi interne de la tuyauterie ; on les appelle pertes de charge linéaires (régulières ou systématiques).
- La résistance à l'écoulement provoquée par les accidents de parcours (coudes, élargissements ou rétrécissements de la section, organes de réglage, etc.) ; ce sont les pertes de charge accidentelles ou singulières.

Le problème du calcul de ces pertes de charge met en présence les principales grandeurs suivantes :

Le fluide est caractérisé par :

- sa masse volumique ρ ;
- sa viscosité cinématique ν .

Le tuyau est caractérisé par :

- sa longueur L ;
- sa section (forme et dimension) en général circulaire (diamètre D) ;
- sa rugosité ε (hauteur moyenne des aspérités de la paroi).

Ces éléments sont liés par des grandeurs comme la vitesse moyenne d'écoulement v ou le débit Q_v et le nombre de Reynolds qui joue un rôle primordial dans le calcul des pertes de charge.

II.2.1. La viscosité

Dans un fluide réel, les forces de contact ne sont pas perpendiculaires aux éléments de surface sur lesquelles elles s'exercent. La viscosité traduit le retard aux mouvements qui s'opposent au glissement des couches fluides les unes sur les autres.

- **Viscosité dynamique**

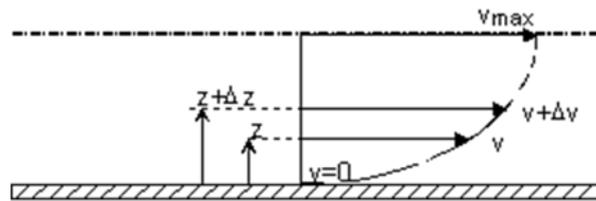


Figure III.2 : Vitesses des couches fluides en fonction de la distance z .

La vitesse de chaque couche est une fonction de la distance z de cette courbe au plan fixe :

$$v = v(z)$$

Considérons deux couches de fluide distantes de Δz . La contrainte de cisaillement τ qui s'exerce à la surface de séparation de ces deux couches s'oppose au glissement d'une couche sur l'autre est proportionnelle à la différence de vitesse des couches soit Δv , et inversement proportionnelle à Δz :

$$\tau = \mu \frac{\Delta v}{\Delta z} \quad (\text{III. 4})$$

Le facteur de proportionnalité μ est appelé viscosité dynamique du fluide. Pour les fluides incompressibles, il existe une autre forme de viscosité due aux changements de volume.

- Dans le système international (SI), l'unité de viscosité dynamique est le $\text{kg/m}\cdot\text{s}$ (ou $\text{Pa}\cdot\text{s}$) tel que : $1 \text{ kg/m}\cdot\text{s} = 1 \text{ Pa}\cdot\text{s} = 1 \text{ Pl}$ (Poiseuille).
- On trouve encore des tables de valeurs numériques du coefficient de viscosité dans un *ancien système d'unités (CGS)* : l'unité est le Poise (Po) ; $1 \text{ kg/m}\cdot\text{s} = 1 \text{ Pl} = 10 \text{ Po}$.

- **Viscosité cinématique**

Dans de nombreuses formules apparaît le rapport de la viscosité dynamique et de la masse volumique.

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (\text{III. 5})$$

Ce rapport est appelé viscosité cinématique.

- Dans le système international (SI), l'unité de viscosité est le m^2/s .
- Dans le système *CGS*, l'unité est le Stokes (St) : $1 \text{ m}^2/\text{s} = 10^4 \text{ St}$.

II.2.2. Les différents régimes d'écoulement : nombre de Reynolds dans les conduites fermées

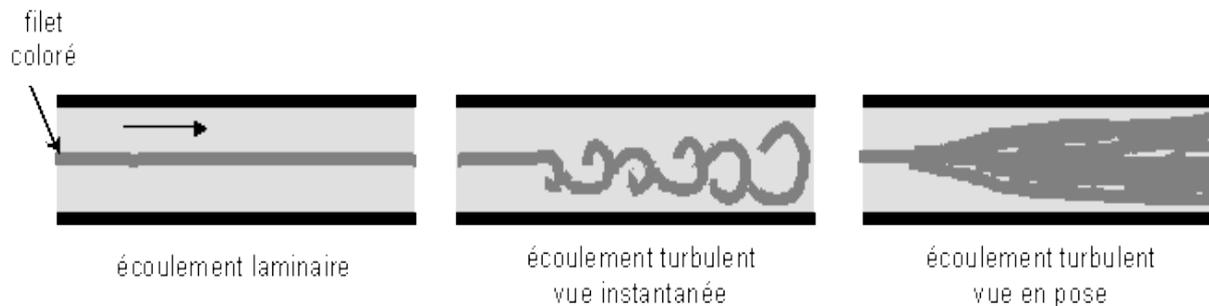


Figure III.3 : Les différents régimes d'écoulement [5].

Les expériences réalisées par *Reynolds* (1883) avec l'écoulement d'un liquide dans une conduite cylindrique rectiligne dans laquelle arrive également un filet de liquide coloré, ont montré l'existence de deux régimes d'écoulements : laminaire et turbulent.

En utilisant des fluides divers (différentes viscosités), en faisant varier le débit et le diamètre de la canalisation, Reynolds a montré que le paramètre qui permettait de déterminer si l'écoulement est laminaire ou turbulent est un nombre sans dimension appelé nombre de Reynolds et donné par :

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} \quad \text{ou} \quad Re = \frac{v D}{\nu} \quad (\text{III.6})$$

Ce nombre sans dimension est le rapport des forces d'inertie et des forces de viscosité avec :

ρ : masse volumique du fluide, v : vitesse moyenne, D : diamètre de la conduite, μ : viscosité dynamique du fluide, ν : viscosité cinématique

L'expérience montre que si:

- $Re < 2000$ le régime est *LAMINAIRE*
- $2000 < Re < 3000$ le régime est *TRANSITOIRE*
- $Re > 3000$ le régime est *TURBULENT*

II.2.3. Pertes de charge systématiques

Ce genre de pertes est causé par le frottement intérieur qui se produit dans les liquides ; elles se rencontrent dans les tuyaux lisses aussi bien que dans les tuyaux rugueux.

Entre deux points séparés par une longueur L , dans un tuyau de diamètre D apparaît une chute de pression ΔP . exprimée sous la forme suivante :

$$\Delta P = f \frac{L \rho v^2}{D} \quad (Pa) \quad (III. 7)$$

Ou :

$$\Delta H = f \frac{L v^2}{D 2g} \quad (m) \quad (III. 8)$$

f est un coefficient sans dimension appelé coefficient de perte de charge linéaire.

- ***Cas de l'écoulement laminaire : $Re < 2000$:***

Dans ce cas, le coefficient est uniquement fonction du nombre de Reynolds Re ; l'état de la surface n'intervient pas et donc ne dépend pas de ε (hauteur moyenne des aspérités du tuyau), ni de la nature de la tuyauterie.

$$f = \frac{64}{Re} \quad (III. 9)$$

Avec : $Re = \rho v D / \mu$

- ***Cas de l'écoulement turbulent : $Re > 3000$:***

Les phénomènes d'écoulement sont beaucoup plus complexes et la détermination du coefficient de perte de charge résulte de mesures expérimentales. C'est ce qui explique la diversité des formules anciennes qui ont été proposées pour sa détermination.

En régime turbulent, l'état de la surface devient sensible et son influence est d'autant plus grande que le nombre de Reynolds est grand. Tous les travaux ont montré l'influence de la rugosité et on s'est attaché par la suite à chercher la variation du coefficient en fonction du nombre de Reynolds et de la rugosité, ε , du tuyau.

La formule de Colebrook est actuellement considérée comme celle qui traduit le mieux les phénomènes d'écoulement en régime turbulent. Elle est présentée sous la forme suivante :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left(\frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f}} \right) \quad (\text{III. 10})$$

L'utilisation directe de cette formule demanderait, du fait de sa forme implicite, un calcul itératif ; on emploie aussi en pratique des représentations graphiques.

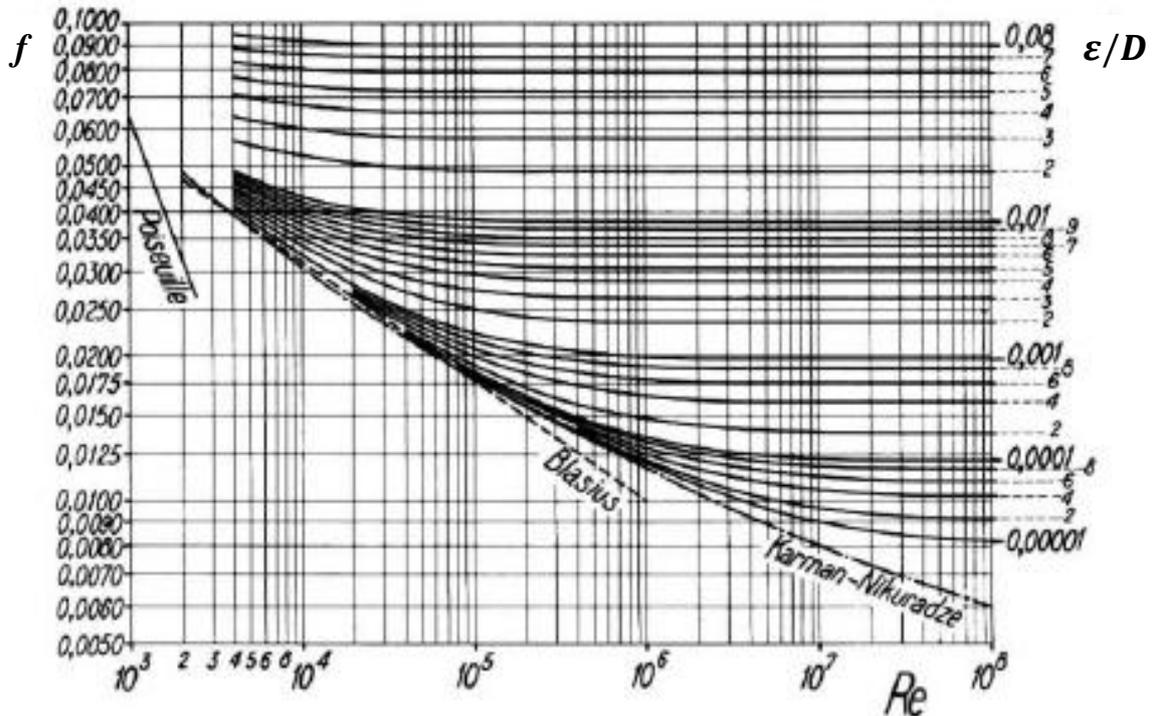


Figure III.4 : Le coefficient de perte de charge linéaire f en fonction du nombre de Reynolds et la rugosité relative de la conduite (Le diagramme de Moody) [10].

II.2.4. Pertes de charge singulières (accidentelles)

L'expression qui a été adoptée pour les pertes de charge singulières est la suivante :

$$\Delta H = K \frac{v^2}{2g} \quad (m) \quad (\text{III. 11})$$

Ou en terme de chute de pression la relation (III.11) s'écrit :

$$\Delta P = K \frac{\rho v^2}{2} \quad (Pa) \quad (\text{III. 12})$$

K est appelé coefficient de perte de charge singulière.

La détermination de ce coefficient est principalement du domaine de l'expérience. Les coefficients de pertes de charges singulières ou accidentelles K sont donnés dans l'annexe B.

III. Partie Transferts Thermiques [6]

Nous allons étudier l'énergie thermique reçue par le GNL transporté des trains de production jusqu'aux bacs de stockage via des conduites cylindriques exposées au soleil et l'air ambiant. Donc notre problème est schématisé comme suit :

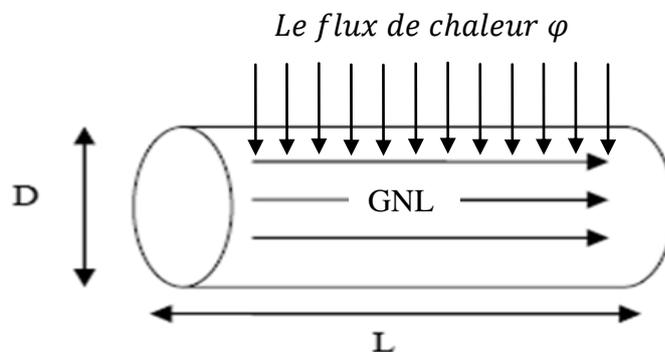


Figure III.5 : Le flux de chaleur reçu par le GNL dans une conduite.

III.1. Le taux de chaleur

Le taux de chaleur (exprimé en Watt) correspond à la quantité de chaleur transférée entre deux corps solides, fluides ou gazeux pendant une durée donnée. Pour qu'il y ait transfert de chaleur, il faut qu'il y ait écart de température. Physiquement, le flux de chaleur se fait toujours de la partie plus chaude vers la partie plus froide.

$$\varphi = \frac{\delta Q}{\delta t} \quad (\text{Watt}) \quad (\text{III. 13})$$

Tel que :

φ : Le flux de chaleur (Watt),

δQ : La quantité de chaleur transférée (joules),

δt : Durée de temps (secondes).

On distingue trois modes de transmission de la chaleur qui s'effectuent généralement en même temps : la conduction, la convection et le rayonnement.

III.2. Transfert de chaleur par Conduction

La conduction est un processus de transmission de chaleur sans déplacement de matière qui s'effectue à travers un milieu donné, qu'il soit solide, liquide ou gazeux. Le flux de chaleur dû à la conduction dépend de la conductivité thermique du matériau k et de son épaisseur, ainsi que de l'écart de température entre les deux parois.

La théorie de la conduction repose sur la loi de Fourier : la densité de flux est proportionnelle au gradient de température ; la densité de flux s'écrit :

$$\vec{\Phi} = -k \overrightarrow{grad} (T) \quad (III. 14)$$

Ou sous forme algébrique le flux de chaleur pour un cylindre s'écrit :

$$\varphi = -k S \frac{\partial T}{\partial r} \quad (Watt) \quad (III. 15)$$

Avec :

φ : Flux de chaleur transmis par conduction (W)

k : Conductivité thermique du milieu (W/m K)

T : La température (K)

r : Variable d'espace dans la direction du flux (m)

$S (= 2\pi r L)$: Aire de la section de passage du flux de chaleur (m²)

Si on considère un cylindre creux de conductivité thermique k , de rayon intérieur r_1 , de rayon extérieur r_2 , de longueur L , les températures des faces internes et externes étant respectivement T_1 et T_2 . On suppose que le gradient longitudinal de température est négligeable devant le gradient radial.

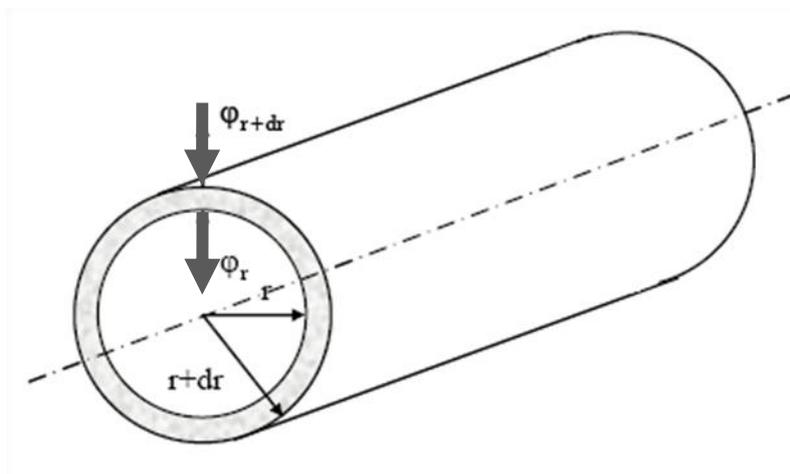


Figure III.6 : Transfert thermique par conduction dans un cylindre creux [6].

Le bilan thermique en régime permanent sans génération d'énergie du système constitué par la partie de cylindre comprise entre les rayons r et $r + dr$ est :

$$\varphi_r = \varphi_{r+dr}$$

On peut écrire :

$$\varphi_{r+dr} - \varphi_r = \left(\varphi_r + \frac{\partial \varphi_r}{\partial r} dr - \varphi_r \right) = \frac{\partial \varphi_r}{\partial r} dr = 0$$

Soit :

$$\frac{d}{dr} \left(k 2\pi r L \frac{\partial T}{\partial r} \right) = 0 \Rightarrow \frac{d}{dr} \left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) = 0 \text{ si } k \text{ est constant}$$

$$d'où : T(r) = C \ln r + D$$

Avec les conditions aux limites : $T(r = r_1) = T_1$ et $T(r = r_2) = T_2$ on obtient :

$$T(r) = \frac{T_1 \ln \left(\frac{r}{r_2} \right) - T_2 \ln \left(\frac{r}{r_1} \right)}{\ln \left(\frac{r_1}{r_2} \right)}$$

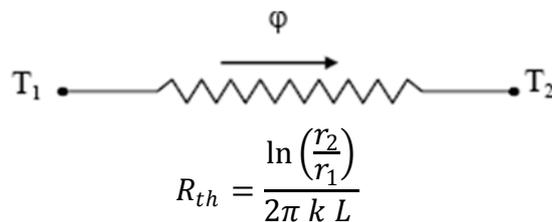
Donc Le flux de chaleur traversant le cylindre creux se déduit par la relation $\varphi = -k 2\pi r L \partial T / \partial r$ d'où :

$$\varphi = \frac{2\pi k L (T_1 - T_2)}{\ln \left(\frac{r_1}{r_2} \right)}$$

Cette relation peut aussi être mise sous la forme:

$$\varphi = \frac{(T_1 - T_2)}{R_{th}} \quad \text{avec : } R_{th} = \ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right) / (2\pi k L)$$

Et représenté par le schéma électrique équivalent suivant :



Dans le cas d'un cylindre creux multicouche (recouvert d'une ou plusieurs couches de matériaux différents) et où on ne connaît que les températures T_1 et T_4 des faces externe et interne respectivement du cylindre.

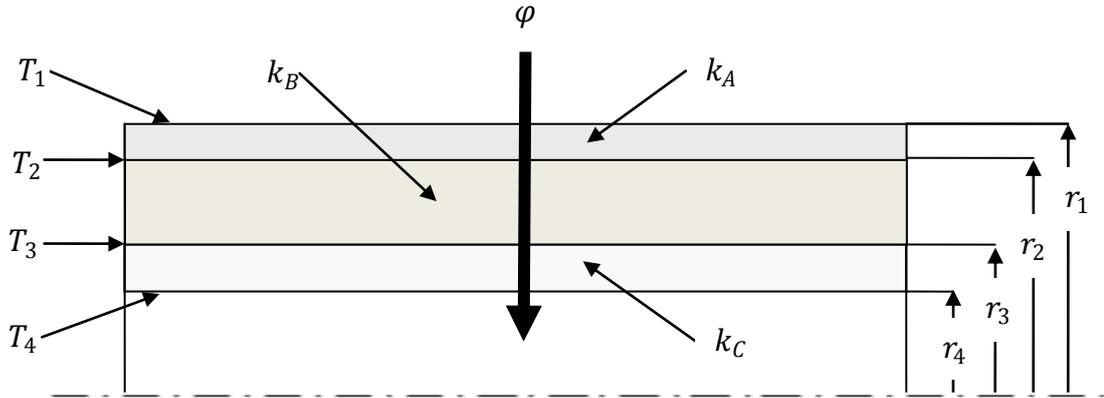


Figure III.7 : Transfert thermique par conduction dans un cylindre creux multicouche à face isothermes.

En régime permanent, le flux de chaleur se conserve lors de la traversée des différentes couches et s'écrit :

$$\varphi = \frac{2\pi k_A L (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_1}{r_2}\right)} = \frac{2\pi k_B L (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_3}\right)} = \frac{2\pi k_C L (T_3 - T_4)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_4}\right)}$$

D'où la relation suivante du flux de chaleur :

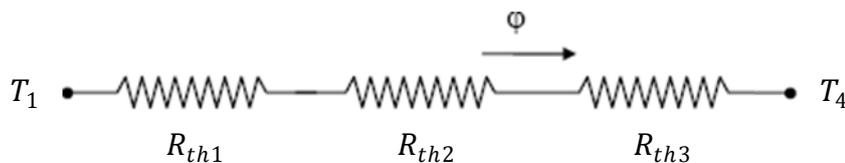
$$\varphi = \frac{(T_1 - T_4)}{\frac{\ln\left(\frac{r_1}{r_2}\right)}{2\pi k_A L} + \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_3}\right)}{2\pi k_B L} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_4}\right)}{2\pi k_C L}}$$

Ou en fonction des résistances thermiques :

$$\varphi = \frac{(T_1 - T_4)}{\sum_{i=1}^3 R_{thi}}$$

Avec : $R_{th1} = \ln\left(\frac{r_1}{r_2}\right) / 2\pi k_A L$, $R_{th2} = \ln\left(\frac{r_2}{r_3}\right) / 2\pi k_B L$, $R_{th3} = \ln\left(\frac{r_3}{r_4}\right) / 2\pi k_C L$

Et représenté par le schéma électrique équivalent suivant :



III.3. Transfert de chaleur par Convection

La convection est le processus de transmission de chaleur entre un solide et un fluide (liquide ou gaz), l'énergie transmise est véhiculée par le déplacement du fluide.

Ce mécanisme de transfert est modélisé par la loi de refroidissement de Newton:

$$\varphi = h S (T_p - T_\infty) \quad (\text{Watt}) \quad (\text{III. 16})$$

Avec :

φ : Flux de chaleur transmis par convection	(W)
h : Coefficient de transfert de chaleur par convection	(W/m ² K)
T_p : Température de surface du solide	(K)
T_∞ : Température du fluide loin de la surface du solide	(K)
S : Aire de la surface de contact solide / fluide	(m ²)

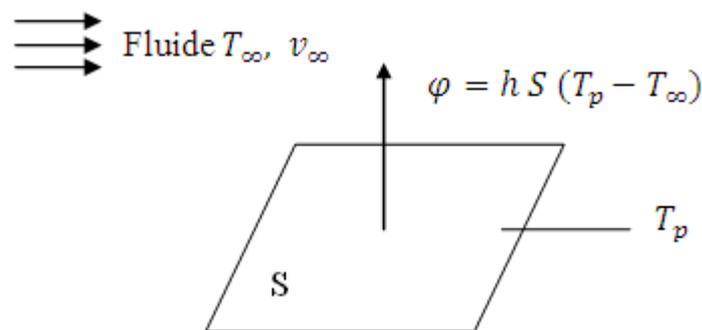


Figure III.8 : Transfert thermique par Convection.

La valeur du coefficient de transfert de chaleur par convection h est fonction de la nature du fluide, de sa température, de sa vitesse et des caractéristiques géométriques de la surface de contact solide / fluide.

Selon la nature du mécanisme qui provoque le mouvement du fluide on distingue :

- Convection libre ou naturelle : le fluide est mis en mouvement sous le seul effet des différences de masses volumiques résultant des différences de températures sur les frontières et d'un champ de forces extérieures (la pesanteur).
- Convection forcée : le mouvement du fluide est induit par une cause externe indépendante des différences de températures (vent, ventilateur, pompe...)

III.3.1. Calcul du flux de chaleur en convection forcée

L'application de l'analyse dimensionnelle montre que la relation reliant le flux de chaleur transféré par convection forcée aux variables dont il dépend peut être recherchée sous la forme d'une relation entre trois nombres adimensionnels : (pour un écoulement établi)

$$Nu_D = f(Re, Pr) \quad (III. 17)$$

Définis par :

- $Re = \rho v D / \mu$ Nombre de Reynolds ;
- $Pr = c_p \mu / k$ Nombre de Prandtl ;
- $Nu_D = h D / k$ Nombre de Nusselt.

Avec :

h : coefficient de transfert par convection du fluide , D : le diamètre de la surface en contact,
 k : coefficient de transfert de chaleur par conduction du fluide, ρ : masse volumique du fluide,
 v : vitesse moyenne du fluide, μ : viscosité dynamique du fluide, c_p : chaleur massique à pression constante.

Le calcul du flux de chaleur transmis par convection forcée s'effectue donc de la manière suivante :

1. Calcul des nombres adimensionnels de Reynolds et Prandtl.
2. Choix de la corrélation pour le calcul du nombre de Nusselt.
3. Calcul de du coefficient de transfert par convection $h = k Nu_D / D$ et du flux de chaleur $\varphi = h S (T_p - T_\infty)$.

III.3.2. Calcul du flux de chaleur en convection naturelle

L'application de l'analyse dimensionnelle montre que la relation reliant le flux de chaleur transféré par convection naturelle aux variables dont il dépend peut être recherchée sous la forme d'une relation entre trois nombres adimensionnels :

$$Nu_D = f(Gr, Pr) \quad (III. 18)$$

Définis par (pour un cylindre long horizontal):

- $Nu_D = h D / k$ Nombre de Nusselt ;
- $Gr = \beta g \Delta T \rho^2 D^3 / \mu^2$ Nombre de Grashof ;

- $Pr = c_p \mu / k$ Nombre de Prandtl ;
- $Ra = Gr Pr$ Nombre de Rayleigh.

Avec :

h : coefficient de transfert par convection du fluide , D : le diamètre de la surface en contact,
 k : coefficient de transfert de chaleur par conduction du fluide, ρ : masse volumique du fluide,
 β : coefficient d'expansion thermique, g : accélération de la pesanteur, ΔT : différence de températures entre la paroi et le fluide, μ : viscosité dynamique du fluide, c_p : chaleur spécifique à pression constante.

Le calcul du flux de chaleur transmis par convection naturelle s'effectue donc de la manière suivante :

1. Calcul des nombres adimensionnels de Grashof et Prandtl.
2. Choix de la corrélation pour le calcul du nombre de Nusselt.
3. Calcul de du coefficient de transfert par convection $h = k Nu_D / D$ et du flux de chaleur $\varphi = h S (T_p - T_\infty)$.

III.4. Transfert de chaleur par Rayonnement

Dans les problèmes de transfert thermique, on prend en compte le rayonnement entre le solide et le milieu environnant et dans ce cas nous avons la relation :

$$\varphi = \sigma \varepsilon_p S (T_p^4 - T_s^4) \quad (Watt) \quad (III.19)$$

Avec :

φ : Flux de chaleur transmis par rayonnement	(W)
σ : Constante de Stephan-Boltzmann	(W/m ⁻² K ⁻⁴)
ε_p : Coefficient d'émission de la surface	
T_p : Température de surface	(K)
T_s : Température du milieu environnant de la surface	(K)
S : Aire de la surface	(m ²)

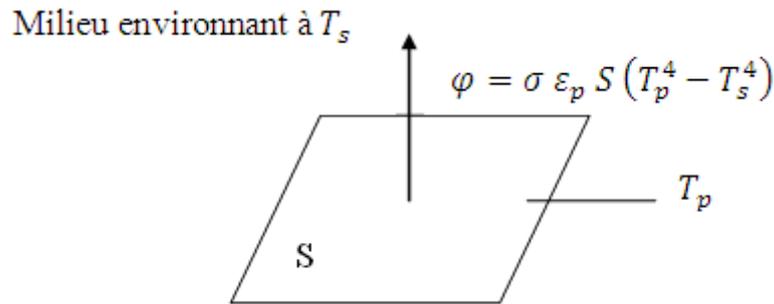


Figure III.9 : Transfert thermique par rayonnement.

Le rayonnement est le processus de transmission de chaleur sous forme d'ondes électromagnétiques. En effet, les corps émettent de l'énergie à leur surface sous la forme d'ondes électromagnétiques, et ce d'autant plus que leur température est élevée. Inversement, un corps soumis à un rayonnement absorbe et transmet une partie de la chaleur et réfléchit l'autre partie. La propagation d'énergie absorbée puis réémise par un matériau se traduit par un coefficient d'émissivité. Plus ce facteur est faible plus la quantité de chaleur absorbée et réémise est faible. Inversement, plus ce facteur est élevé, plus la réémission d'énergie est forte.

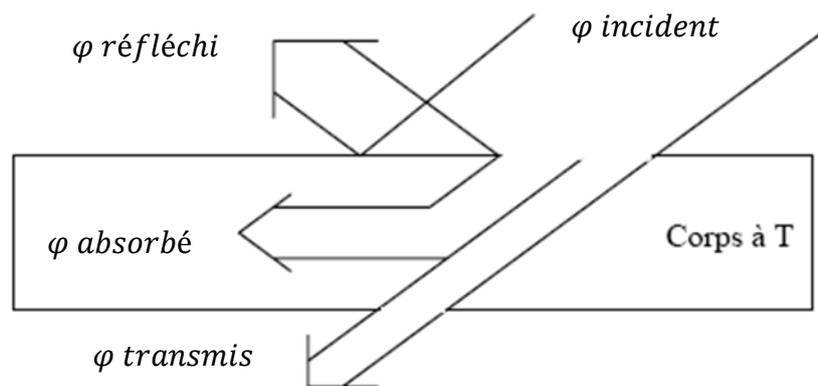


Figure III.10 : Transmission, absorption et réflexion d'un flux de chaleur par rayonnement [6].

L'énergie libérée dans les profondeurs du Soleil rayonne dans l'espace sous forme de lumière et de chaleur principalement. La surface de la terre reçoit une partie de cette énergie libérée par le Soleil. Une surface d'un mètre carré placée perpendiculairement au Soleil recevra deux sortes de rayonnements, soit du rayonnement solaire direct et du rayonnement solaire diffus. Le rayonnement solaire direct provient directement du Soleil, tandis que le rayonnement solaire diffus provient de la source après diverses réflexions. La somme des deux rayonnements s'appelle le rayonnement global.

Le tableau III.1 montre quelques données sur le rayonnement pour la région d'Oran :

Tableau III.1 : Rayonnement pour la région d'Oran [7].

Energie (en Wh/m ²) incidente sur le PLAN HORIZONTAL par tranche horaire >>>>> Rayonnement par jour clair (S_* & G_*) et hors atmosphere (G_e)										ASA/m c. *epau		
TRANCHES HOR.		4- 5	5- 6	6- 7	7- 8	8- 9	9-10	10-11	11-12	TOTAL JOURNEE	Angles COUCHER	(j) & (m) *****
JANV	Dir S_*	0	0	0	41	182	330	442	581	2992	H= 74	j= 9h53mn
	- Glo G_*	0	0	0	57	224	387	507	571	3492	a= 64	m: 13h13mn
	- Glo G_e	0	0	0	118	357	555	694	766	4980		
FEVR	Dir S_*	0	0	6	109	286	448	567	638	4892	H= 80	j= 10h47mn
	- Glo G_*	0	0	9	140	338	514	641	708	4700	a= 74	m: 13h17mn
	- Glo G_e	0	0	24	247	497	701	846	921	6472		
MARS	Dir S_*	0	0	42	207	400	569	691	755	5328	H= 88	j= 11h49mn
	- Glo G_*	0	0	59	255	467	647	778	847	6186	a= 87	m: 13h12mn
	- Glo G_e	0	0	123	400	653	860	1006	1081	8246		
AVRI	Dir S_*	0	7	113	302	495	660	778	840	6390	H= 96	j= 12h56mn
	- Glo G_*	0	13	152	367	576	754	882	949	7386	a= 101	m: 13h02mn
	- Glo G_e	0	34	273	547	792	992	1133	1207	9956		
MAI	Dir S_*	0	32	172	359	541	696	807	865	6944	H= 104	j= 13h53mn
	- Glo G_*	0	52	227	436	636	804	926	990	8142	a= 113	m: 12h59mn
	- Glo G_e	0	119	384	642	874	1063	1197	1266	11090		
JUIN	Dir S_*	1	49	194	373	548	695	801	856	7034	H= 107	j= 14h22mn
	- Glo G_*	2	79	257	459	651	812	930	992	8364	a= 118	m: 13h02mn
	- Glo G_e	6	173	431	680	903	1085	1214	1288	11548		
JUIL	Dir S_*	0	37	173	349	522	669	774	830	6708	H= 106	j= 14h10mn
	- Glo G_*	1	65	237	437	629	791	909	971	8080	a= 116	m: 13h08mn
	- Glo G_e	3	150	410	662	887	1071	1201	1269	11306		
AOUT	Dir S_*	0	12	120	294	472	625	735	793	6102	H= 100	j= 13h22mn
	- Glo G_*	0	25	173	376	574	743	866	930	7374	a= 107	m: 13h06mn
	- Glo G_e	0	65	324	588	825	1018	1155	1226	10402		
SEPT	Dir S_*	0	1	55	213	392	550	665	725	5202	H= 92	j= 12h19mn
	- Glo G_*	0	2	87	280	482	655	781	848	6270	a= 94	m: 12h56mn
	- Glo G_e	0	7	188	464	711	913	1056	1130	8938		
OCTO	Dir S_*	0	0	11	121	289	444	559	620	4088	H= 83	j= 11h12mn
	- Glo G_*	0	0	21	168	361	532	657	723	4924	a= 79	m: 12h47mn
	- Glo G_e	0	0	54	306	556	759	903	978	7112		
NOVE	Dir S_*	0	0	0	51	193	339	449	508	3080	H= 76	j= 10h12mn
	- Glo G_*	0	0	1	76	246	408	528	591	3780	a= 67	m: 12h48mn
	- Glo G_e	0	0	4	159	402	601	741	814	5442		
DECE	Dir S_*	0	0	0	27	148	287	394	451	2614	H= 72	j= 9h39mn
	- Glo G_*	0	0	0	40	190	346	462	523	3122	a= 61	m: 12h57mn
	- Glo G_e	0	0	0	91	321	515	653	724	4608		
B09-2 :asa		19-20	18-19	17-18	16-17	15-16	14-15	13-14	12-13	JOURNEE Wh/m2	ang hor azimut	***** (j) & (m)

Tel les données suivantes sont en W h/m² :

S : rayonnement direct

G : rayonnement global

e : rayonnement hors atmosphère

* : rayonnement par jour clair

IV. Partie Thermodynamique [8]

IV.1. Les équations d'état

L'état d'une substance compressible simple est une fonction de deux variables indépendantes. Les deux seuls modes d'énergie applicables sont la chaleur et le travail. Pour ces substances, les équations d'état sont de la forme mathématique :

$$E(T, P, V, N) = 0 \quad (\text{III. 20})$$

Qui lie la température, la pression, le volume occupé et la quantité de matière pour un corps pur. Cette relation est le plus souvent ramenée à l'unité molaire ou massique :

$$e(T, P, v) = 0 \quad (\text{III. 21})$$

Pour un mélange, cette relation doit être complexée pour la composition. Il est souvent désirable, du point de vue des calculs à effectuer, d'avoir une équation d'état précise, qui représente analytiquement le comportement (T, P, v) .

Un très grand nombre d'équations d'états différentes ont été élaborées. On peut les regrouper en trois classes importantes, à savoir :

- Les équations d'états généralisées
- Les équations d'états empiriques
- Les équations d'états théoriques

IV.1.1. L'équation d'état de Van der Waals

Introduite en 1873, L'équation de Van der Waals est la plus connue des équations d'états généralisées et aussi la plus ancienne.

C'est une amélioration de l'équation des gaz parfaits qui introduit le covolume **b** occupé par les molécules et l'attraction **a** entre elles. Elle s'écrit :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v^2} \quad (\text{III. 22})$$

Où : $RT/(v - b)$ représente un terme de répulsion, qui prend en compte le volume propre des molécules à l'aide du paramètre **b**, ou covolume, et où : a/v^2 représente un terme d'attraction, ou pression interne qui dépend du paramètre **a**.

Les valeurs de ces paramètres **a** et **b** sont déterminées par application des conditions au point critique. Celles-ci sont au nombre de trois :

L'équation d'état est satisfaite au point critique :

$$P_c = \frac{RT_c}{v_c - b} - \frac{a}{v_c^2}$$

Ainsi que les relations :

$$\left(\frac{\partial P}{\partial v}\right)_T = \left(\frac{\partial^2 P}{\partial v^2}\right)_T = 0 \quad \text{pour} \quad T = T_c \quad \text{et} \quad P = P_c$$

On aboutit aux relations de **a** et **b** suivantes:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}$$

Les valeurs numériques des paramètres adimensionnels Ω_a , Ω_b et du facteur de compressibilité critique étant :

$$\Omega_a = \frac{27}{64} \quad , \quad \Omega_b = \frac{1}{8} \quad \text{et} \quad Z_c = \frac{3}{8}$$

On désigne souvent les équations d'état dérivées de celle de Van der Waals sous le nom « équations d'état cubiques »

IV.1.2. L'équation d'état de Soave-Redlich-Kwong

Dans le but de mieux représenter les propriétés volumétrique des fluides, Redlich et Kwong ont proposé, en 1949, une modification empirique du terme d'attraction de Van Der Waals ; ils ont également introduit une variation du paramètre **a** avec la température.

L'équation d'état de Redlich-Kwong s'écrit sous sa forme initiale :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{\sqrt{T}v(v + b)} \quad \text{(III. 23)}$$

Où : le covolume **b** et le paramètre d'attraction **a** s'expriment en fonction des coordonnées critiques comme suit :

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P_c}$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}$$

Ou écrite sous la forme :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{v(v + b)} \quad \text{(III. 24)}$$

Avec :

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T_r)$$

$$\alpha(T_r) = \frac{1}{\sqrt{T_r}}$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}$$

Par application des contraintes critiques, les valeurs des paramètres adimensionnels Ω_a , Ω_b et du facteur de compressibilité critique sont :

$$\Omega_a = \frac{1}{9(2^{(1/3)} - 1)} \approx 0.42748 \quad , \quad \Omega_b = \frac{2^{(1/3)} - 1}{3} \approx 0.086640 \quad \text{et} \quad Z_c = \frac{1}{3}$$

Soave a appliqué, en 1972, l'équation de Redlich-Kwong au calcul des tensions de vapeur des hydrocarbures. Il a proposé d'appliquer l'expression suivante au calcul du paramètre **a** :

$$\alpha(T_r) = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2$$

Le paramètre **m** est spécifique du constituant considéré mais sa valeur à été corrélée en fonction du facteur acentrique :

$$m = M_0 + M_1\omega + M_2\omega^2 \quad \text{avec} : \quad M_0 = 0.48 \quad , \quad M_1 = 1.574 \quad \text{et} \quad M_2 = -0.176$$

IV.1.3. L'équation d'état de Peng et Robinson

Peng et Robinson en 1976 ont modifié le terme d'attraction de l'équation d'état qui devient :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{v^2 + 2bv - b^2} \quad \text{(III. 25)}$$

Le mode de calcul des paramètres est inchangé, les relations qui s'appliquent sont :

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T_r)$$

$$\alpha(T_r) = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2$$

$$m = M_0 + M_1\omega + M_2\omega^2 \quad \text{avec} : \quad M_0 = 0.37464 \quad , \quad M_1 = 1.54226 \quad \text{et} \quad M_2 = -0.26992$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}$$

$$\text{Avec :} \quad \Omega_a = 0.45724 \quad , \quad \Omega_b = 0.07780 \quad \text{et} \quad Z_c = 0.307$$

Leurs travaux ont permis une restitution améliorée des tensions de vapeur, mais le progrès porte essentiellement sur le calcul des masses volumiques en phase liquide qui est le point faible des équations d'état cubiques en général.

IV.1.4. L'équation d'état de Patel et Teja

L'application généralisée de l'équation d'état de Soave-Redlich-Kwong aux calculs de génie chimique et à l'exploitation des fluides pétroliers a suscité un très grand nombre de travaux visant à en corriger les défauts.

L'application des conditions critiques à une équation d'état ne comportant que deux paramètres ne permet de respecter que deux des coordonnées critiques expérimentales et le facteur de compressibilité critique est déterminé par la forme de l'équation, généralement surestimé. L'usage d'un troisième paramètre confère ainsi une souplesse nécessaire si l'on souhaite améliorer à la fois les équilibres liquides vapeur et les volumes.

La plus appliquée de ces équations est sans doute celle de Patel et Teja qui, en 1982, ont formulé une nouvelle équation cubique à trois paramètres présentée sous la forme :

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v(v+b) + c(v-b)} \quad (\text{III. 26})$$

Le facteur de compressibilité critique imposé à l'équation d'état ζ_c diffère de la valeur expérimentale ; il est relié au facteur acentrique par la relation :

$$\zeta_c = 0.329032 - 0.076799\omega + 0.0211947\omega^2$$

Cette équation d'état se rapproche de celle de Redlich-Kwong pour les fluides simples ($\omega = 0$) et de celle de Peng-Robinson pour celles dont le facteur acentrique est voisin de 0.3 ; elle réalise ainsi un meilleur compromis entre ces deux équations.

Par l'intermédiaire des conditions critiques, les autres paramètres dépendent de ζ_c ; on leur applique les relations habituelles :

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T_r)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}$$

$$c = \Omega_c \frac{RT_c}{P_c}$$

Ω_b est la plus petite racine positive de l'équation :

$$\Omega_b^3 + (2 - 3\zeta_c)\Omega_b^2 + 3\zeta_c^2\Omega_b - \zeta_c^3 = 0$$

Ω_a et Ω_c se calculent par les relations :

$$\begin{aligned}\Omega_a &= 3\zeta_c^2 + 3(1 - 2\zeta_c)\Omega_b + \Omega_b^2 + 1 - 3\zeta_c \\ \Omega_c &= 1 - 3\zeta_c\end{aligned}$$

La variation du paramètre d'attraction avec la température est contrôlée par une relation identique à celle proposée par Soave :

$$\alpha(T_r) = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2$$

Dont le paramètre m est lié au facteur acentrique (pour les substances apolaires) :

$$m = M_0 + M_1\omega + M_2\omega^2 \text{ avec : } M_0 = 0.452413, M_1 = 1.30982 \text{ et } M_2 = -0.295937$$

Les résultats obtenus par cette méthode présentent une amélioration, en particulier pour le calcul des volumes, par rapport aux équations à deux paramètres.

IV.1.5. Calcul des propriétés thermodynamiques (le coefficient de fugacité et l'enthalpie résiduelle)

Il est possible de calculer les propriétés résiduelles, c'est-à-dire les écarts entre la valeur d'une propriété thermodynamique d'un fluide auquel on applique l'une des équations d'état cubiques simples, et la valeur correspondant à celle du gaz parfait, considéré dans les mêmes conditions de température et de pression.

Pour le calcul du coefficient de fugacité et de l'enthalpie on va considérer l'équation cubique générale :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{(v - b r_1)(v - b r_2)} \quad (\text{III. 27})$$

Qui, selon la valeur des paramètres r_1 et r_2 présente les équations d'état de:

- Van der Waals

$$r_1 = r_2 = 0$$

- Soave-Redlich-Kwong

$$r_1 = 0, r_2 = -1$$

- Peng-Robinson

$$r_1 = -1 - \sqrt{2}, r_2 = -1 + \sqrt{2}$$

- Patel-Teja

$$r_1 = \frac{-(b+c) - \sqrt{(b+c)^2 + 4bc}}{2b}, r_2 = \frac{-(b+c) + \sqrt{(b+c)^2 + 4bc}}{2b}$$

Calcul du coefficient de fugacité ($\varphi = f/P$) pour un composant pur :

Nous avons les relations suivantes pour le calcul de l'enthalpie libre :

$$g_{res}(T, P) = g(T, P, v) - g^*(T, P, v^* = \frac{RT}{P}) = \int_0^P \left(v - \frac{RT}{P} \right) dP \quad (\text{III. 28})$$

$$g_{res}(T, P) = \int_{\infty}^v \left(-P + \frac{RT}{v} \right) dv + RT \ln \frac{Pv}{RT} + (Pv - RT) \quad (\text{III. 29})$$

La représentation de l'enthalpie libre pour un gaz parfait :

$$dg_T^* = RT d \ln P$$

Lewis a proposé, en 1923, de représenter l'enthalpie libre d'un gaz réel à l'aide de la fugacité :

$$dg_T = RT d \ln f \quad \text{et} \quad \lim_{P \rightarrow 0} \left(\frac{f}{P} \right) = 1$$

Alors :

$$g(T, P) - g^*(T, P) = RT \ln \frac{f}{P} = RT \ln \varphi \quad (\text{III. 30})$$

On obtient donc :

$$RT \ln \varphi = \int_0^P \left(v - \frac{RT}{P} \right) dP$$

$$RT \ln \varphi = \int_{\infty}^v \left(-P + \frac{RT}{v} \right) dv + RT \ln \frac{Pv}{RT} + (Pv - RT)$$

Soit, par application de l'équation cubique générale :

$$RT \ln \varphi = - \ln \frac{P(v-b)}{RT} + (Z-1) + \frac{a}{bRT} U(v, b, r_1, r_2) \quad (\text{III. 31})$$

Calcul de l'enthalpie résiduelle (h) pour un composant pur:

Nous avons les relations suivantes pour le calcul de l'enthalpie résiduelle :

$$h_{res}(T, P) = h(T, P, v) - h^* \left(T, P, v^* = \frac{RT}{P} \right) = \int_0^P \left[v - T \left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_P \right] dP \quad (\text{III. 32})$$

$$h_{res}(T, P) = \int_{\infty}^v \left[T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right] dv + (Pv - RT) \quad (\text{III. 33})$$

Soit, par application de l'équation cubique générale :

$$h(T, P) - h^*(T, P) = \frac{a - T \left(\frac{da}{dT} \right)}{b} U(v, b, r_1, r_2) + RT(Z - 1) \quad (\text{III. 34})$$

Tableau III.2 : Equations de Van der Waals, Soave-Redlich-Kwong, Peng-Robinson et Patel- Teja exprimées par les relations de l'équation d'état cubique générale.

Paramètre	Equation d'état			
	Van der Waals	Soave-Redlich-Kwong	Peng-Robinson	Patel-Teja
r_1	0	0	$-1 - \sqrt{2}$	$\frac{-(b+c) - \sqrt{(b+c)^2 + 4bc}}{2b}$
r_2	0	-1	$-1 + \sqrt{2}$	$\frac{-(b+c) - \sqrt{(b+c)^2 + 4bc}}{2b}$
Ω_a	27/64	$1/9(2^{(1/3)} - 1)$	0.45724	$3\zeta_c^2 + 3(1 - 2\zeta_c)\Omega_b + \Omega_b^2 + 1 - 3\zeta_c$
Ω_b	1/8	$(2^{(1/3)} - 1)/3$	0.07780	La plus petite solution positive de l'équation : $\Omega_b^3 + (2 - 3\zeta_c)\Omega_b^2 + 3\zeta_c^2\Omega_b - \zeta_c^3 = 0$
Ω_c	/	/	/	$1 - 3\zeta_c$
M_0	0.5000	0.48	0.37464	0.452413
M_1	1.5883	1.574	1.54226	1.30982
M_2	-1.757	-0.176	-0.26992	-0.295937
Z_c	3/8	1/3	0.307	/
ζ_c	/	/	/	$0.329032 - 0.076799\omega + 0.0211947\omega^2$
$U(v, b, r_1, r_2)$	$\frac{-b}{v}$	$\frac{1}{r_1 - r_2} \ln \left(\frac{v - br_1}{v - br_2} \right)$	$\frac{1}{r_1 - r_2} \ln \left(\frac{v - br_1}{v - br_2} \right)$	$\frac{1}{r_1 - r_2} \ln \left(\frac{v - br_1}{v - br_2} \right)$

IV.2. Application des équations d'états aux mélanges :

IV.2.1. Caractérisation des mélanges

Dans un mélange de substances pures, où les deux phases, liquide et vapeur, sont en équilibre, on définit les grandeurs suivantes :

- la fraction molaire totale d'un composant i :

$$z_i = \frac{\text{le nombre total de moles du composant } i}{\text{le nombre total de moles}}$$

- la fraction molaire d'un composant i dans la phase liquide :

$$x_i = \frac{\text{le nombre de moles du composant } i \text{ dans la phase liquide}}{\text{le nombre total de moles dans la phase liquide}}$$

- la fraction molaire d'un composant i dans la phase gazeuse :

$$y_i = \frac{\text{le nombre de moles du composant } i \text{ dans la phase gazeuse}}{\text{le nombre total de moles dans la phase gazeuse}}$$

- le coefficient d'équilibre :

$$k_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (\text{III. 35})$$

IV.2.2. Les règles de mélange classiques

Prenons l'équation d'état cubique générale :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{(v - b r_1)(v - b r_2)}$$

D'une manière générale, on associe aux équations d'états les règles de mélange dites « classiques » :

$$a = \sum_i \sum_j a_{ij} z_i z_j$$

$$b = \sum_i b_i z_i$$

$$c = \sum_i c_i z_i \quad (\text{pour Patel - Teja})$$

Avec :

$$a_{ij} = \sqrt{a_{ii} a_{jj}} (1 - k_{ij}) \quad \text{avec} \quad k_{ij} = k_{ji}$$

Dans les expressions qui précèdent, les termes a_{ii} , b_i et c_i représentent les paramètres des corps purs ; les calculs des termes binaires a_{ij} mettent en jeu le paramètre k_{ij} , appelé paramètre d'interaction qui est déterminé à partir des données expérimentales d'équilibre de phases.

Nous supposons dans ce travail que $k_{ij} = 0$ car ce paramètre est très faible pour les composants de même nature.

Dans le cas d'un mélange diphasique on utilisera les règles du mélange pour les deux phases liquide et vapeur :

- Pour la phase liquide :

$$P = \frac{RT}{v^L - b^L} - \frac{a^L}{(v^L - b^L r_1^L)(v^L - b^L r_2^L)} \quad (\text{III. 27a})$$

$$a^L = \sum_i \sum_j a_{ij} x_i x_j$$

$$b^L = \sum_i b_i x_i$$

$$c^L = \sum_i c_i x_i \quad (\text{pour Patel - Teja})$$

Ainsi, les valeurs des paramètres r_1^L et r_2^L de la phase liquide présents dans l'équation cubique générale sont:

- Van der Waals :

$$r_1^L = r_2^L = 0$$

- Soave-Redlich-Kwong :

$$r_1^L = 0, r_2^L = -1$$

- Peng-Robinson :

$$r_1^L = -1 - \sqrt{2}, r_2^L = -1 + \sqrt{2}$$

- Patel-Teja :

$$r_1^L = \frac{-(b^L + c^L) - \sqrt{(b^L + c^L)^2 + 4 b^L c^L}}{2 b^L}, r_2^L = \frac{-(b^L + c^L) + \sqrt{(b^L + c^L)^2 + 4 b^L c^L}}{2 b^L}$$

- Pour la phase vapeur :

$$P = \frac{RT}{v^v - b^v} - \frac{a^v}{(v^v - b^v r_1^v)(v^v - b^v r_2^v)} \quad (\text{III. 27b})$$

$$a^v = \sum_i \sum_j a_{ij} y_i y_j$$

$$b^v = \sum_i b_i y_i$$

$$c^v = \sum_i c_i y_i \quad (\text{pour Patel - Teja})$$

Ainsi, les valeurs des paramètres r_1^v et r_2^v de la phase vapeur présents dans l'équation cubique générale sont:

- Van der Waals

$$r_1^v = r_2^v = 0$$

- Soave-Redlich-Kwong

$$r_1^v = 0, r_2^v = -1$$

- Peng-Robinson

$$r_1^v = -1 - \sqrt{2}, r_2^v = -1 + \sqrt{2}$$

- Patel-Teja

$$r_1^v = \frac{-(b^v + c^v) - \sqrt{(b^v + c^v)^2 + 4 b^v c^v}}{2 b^v}, r_2^v = \frac{-(b^v + c^v) + \sqrt{(b^v + c^v)^2 + 4 b^v c^v}}{2 b^v}$$

IV.2.3. Calcul des équilibres liquide-vapeur

Les équilibres liquide-vapeur sous pression sont le plus souvent calculés à l'aide des équations d'état.

Prenons l'équation d'état cubique générale :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{(v - b r_1)(v - b r_2)}$$

A partir de la température on peut calculer les paramètres des constituants du mélange a_{ii} , b_i , c_i (dans le cas de l'équation d'état de Patel et Teja), ainsi que les termes binaires a_{ij} par application de la relation :

$$a_{ij} = \sqrt{a_{ii} a_{jj}}$$

Les lois de mélange sont ensuite appliquées à la phase liquide de composition x_i ; on calcule les paramètres a^L , b^L , c^L , r_1^L et r_2^L du mélange en phase liquide.

On résout ensuite l'équation d'état :

$$P = \frac{RT}{v^L - b^L} - \frac{a^L}{(v^L - b^L r_1^L)(v^L - b^L r_2^L)}$$

Si on trouve trois racines, on choisit la plus petite ; s'il n'y a qu'une racine on s'assure qu'elle correspond bien à un état liquide. Et on calcule le coefficient de fugacité :

$$\ln \varphi_i^L = -\ln \frac{P(v^L - b^L)}{RT} + \frac{b_i}{b^L} (Z^L - 1) + \frac{a^L}{b^L RT (r_1^L - r_2^L)} \left(\frac{2 \sum_j a_{ij} x_j}{a^L} - \frac{b_i}{b^L} \right) \ln \frac{v^L - b^L r_1^L}{v^L - b^L r_2^L} \quad (\text{III. 31a})$$

Les étapes qui précèdent sont reprises pour le calcul des coefficients de fugacité en phase vapeur : application des lois de mélange, avec la composition y_i ; on calcule les paramètres a^v , b^v , c^v , r_1^v et r_2^v du mélange en phase vapeur.

Résolution de l'équation d'état :

$$P = \frac{RT}{v^v - b^v} - \frac{a^v}{(v^v - b^v r_1^v)(v^v - b^v r_2^v)}$$

Si on trouve trois racines, on choisit la plus grande ; s'il n'y a qu'une racine on s'assure qu'elle correspond bien à un état vapeur. Et on calcule le coefficient de fugacité :

$$\ln \varphi_i^v = -\ln \frac{P(v^v - b^v)}{RT} + \frac{b_i}{b^v} (Z^v - 1) + \frac{a^v}{b^v RT (r_1^v - r_2^v)} \left(\frac{2 \sum_j a_{ij} y_j}{a^v} - \frac{b_i}{b^v} \right) \ln \frac{v^v - b^v r_1^v}{v^v - b^v r_2^v} \quad (\text{III. 31b})$$

La condition d'équilibre est :

$$\varphi_i^L x_i = \varphi_i^v y_i \quad (\text{III. 36})$$

Sachant que le coefficient d'équilibre : $k_i = y_i/x_i$

On aura donc :

$$k_i = \frac{\varphi_i^L}{\varphi_i^v} \quad (\text{III. 37})$$

IV.2.4. Calcul du taux de vapeur [9]

Nous avons besoin de calculer une autre quantité pour évaluer l'enthalpie d'un mélange liquide-vapeur ; c'est le taux de vapeur (la qualité) α qui est obtenu comme suit :

Pour un composant i de fraction molaire totale z_i , l'équation de conservation molaire est :

$$z_i = \alpha y_i + (1 - \alpha)x_i \quad (\text{III. 38})$$

Ou en utilisant le coefficient d'équilibre k_i :

$$z_i = x_i [1 - \alpha (1 - k_i)] \quad (\text{III. 38a})$$

On peut calculer le taux de vapeur α d'un mélange liquide-vapeur à n composants par la relation :

$$1 = \sum_{i=1}^{n-1} \frac{z_i}{1 - \alpha (1 - k_i)} + \frac{1 - \sum_{i=1}^{n-1} z_i}{1 - \alpha (1 - k_n)} \quad (\text{III. 39})$$

Pour un mélange binaire, on a simplement :

$$1 = \frac{z_1}{1 - \alpha (1 - k_1)} + \frac{1 - z_1}{1 - \alpha (1 - k_2)}$$

Après réarrangement, on obtient :

$$\alpha = \frac{z_1}{1 - k_2} + \frac{1 - z_1}{1 - k_1}$$

IV.2.5. Calcul de l'enthalpie résiduelle du mélange

Pour la phase liquide :

$$\frac{h^L(T, P) - h^*(T, P)}{RT} = \frac{1}{RT} \frac{a^L - T \left(\frac{da^L}{dT} \right)}{b^L} U(v^L, b^L, r_1^L, r_2^L) + Z^L - 1 \quad (\text{III. 34a})$$

Pour la phase vapeur :

$$\frac{h^v(T, P) - h^*(T, P)}{RT} = \frac{1}{RT} \frac{a^v - T \left(\frac{da^v}{dT} \right)}{b^v} U(v^v, b^v, r_1^v, r_2^v) + Z^v - 1 \quad (\text{III. 34b})$$

Donc l'enthalpie résiduelle du mélange liquide vapeur sera :

$$h(T, P) - h^*(T, P) = \alpha [h^v(T, P) - h^*(T, P)] + (1 - \alpha) [h^L(T, P) - h^*(T, P)] \quad (\text{III. 40})$$

On aura donc :

$$h(T, P) - h^*(T, P) = \alpha \left[\frac{a^v - T \left(\frac{da^v}{dT} \right)}{b^v} U(v^v, b^v, r_1^v, r_2^v) + RT(Z^v - 1) \right] +$$

$$(1 - \alpha) \left[\frac{a^L - T \left(\frac{da^L}{dT} \right)}{b^L} U(v^L, b^L, r_1^L, r_2^L) + RT(Z^L - 1) \right]$$

Avec : $h^*(T, P)$ est la valeur de l'enthalpie correspondant à l'état de gaz parfait dans les conditions de température T et de pression P .

Nous pourrions alors écrire la relation de l'enthalpie :

$$h(T, P) = \alpha \left[\frac{a^v - T \left(\frac{da^v}{dT} \right)}{b^v} U(v^v, b^v, r_1^v, r_2^v) + RT(Z^v - 1) \right] +$$

$$(1 - \alpha) \left[\frac{a^L - T \left(\frac{da^L}{dT} \right)}{b^L} U(v^L, b^L, r_1^L, r_2^L) + RT(Z^L - 1) \right] + h^*(T, P)$$

V. Conclusion

La problématique physique de la formation du Boil-Off est relativement simple dans son formalisme. Elle est déterminée par la mécanique des fluides, le transfert thermique et la thermodynamique des mélanges liquide-vapeur en équilibre.

La partie la plus sujette à des incertitudes d'évaluation est le calcul des équilibres liquide-vapeur au moyen des équations d'état cubiques.

Il est donc difficile d'apprécier la précision des calculs réalisés en l'absence de valeurs expérimentales pour le calage du modèle utilisé. Les résultats attendus sont donc à prendre comme des ordres de grandeurs admissibles. Ces calculs feront l'objet du chapitre IV.

Chapitre IV : Procédure de Calcul du Boil-Off dans les conduites de transfert du GNL : application aux lignes de transfert du Complexe de liquéfaction GL1/Z

I. Introduction

Dans ce chapitre nous allons développer une procédure de calcul du Boil-Off produit dans les lignes de transfert de GNL entre les trains de production et les bacs de stockage des usines de liquéfaction du gaz naturel. Comme nous l'avons décrit dans l'introduction, ce problème est de nature hydrodynamique, thermique et thermodynamique.

Les calculs de pertes de charge dues à l'écoulement, et de transfert thermiques vers le GNL vont nous permettre d'identifier les entrées de chaleur vers le fluide ainsi que la pression de sortie du GNL. Ensuite, le calcul thermodynamique permettra d'évaluer le taux de vapeur créé dans ces conduites.

Nous allons appliquer cette procédure de calcul aux lignes de transfert de GNL du complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z d'Arzew, où j'ai eu l'occasion d'effectuer un stage d'application pendant le mois de mars 2008 et durant lequel j'ai pu réunir les informations nécessaires à l'élaboration de cette étude.

II. Description générale du problème

Notre étude va se porter sur un problème d'écoulement de GNL sous pression dans une conduite d'une composition (matériau utilisé) et d'une géométrie (diamètre, longueur, coudes, différence d'élévation,...) déterminés, protégée par une couche de calorifuge afin de minimiser les entrées thermiques ainsi que d'un plaquage extérieur (la conduite et le plaquage extérieur sont en acier inoxydable et le calorifuge est de la mousse polysocyanure pour les conduites de transfert du GNL produit du complexe GL1/Z).

Supposons une conduite cylindrique avec une seule entrée et une seule sortie :

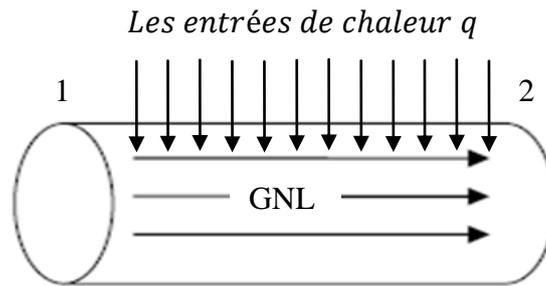


Figure IV.1 : Schéma d'une conduite de transfert du GNL.

Supposons que :

- (1) est la sortie de la pompe produit (sortie du train de production ou entrée de la conduite de transfert) qui débite du GNL à un débit, une pression et une température donnés.
- (2) est l'entrée du bac de stockage (la fin de la conduite de transfert du GNL) où nous n'avons que le débit par conservation du débit massique.

Les entrées thermiques de l'ambiante additionnées aux frottements dues dans le liquide et sur les parois de la conduite pendant l'écoulement font en sorte d'augmenter la température et de diminuer la pression du fluide à la sortie, ce qui pourrait éventuellement produire du Boil-Off. En premier lieu nous devons quantifier les entrées de chaleur dues aux transferts thermiques et aux pertes de charge dues à l'écoulement du GNL ainsi que la pression de sortie du fluide. Ces différents paramètres déterminés, nous utiliserons le modèle des équations d'état afin d'évaluer le taux de vapeur créé entre l'état (1) et (2).

III. Procédure générale de calcul du taux de vapeur généré dans une conduite cylindrique

III.1. Calcul de la perte de charge et de la pression de sortie

Connaissant les différents paramètres concernant le GNL (la masse volumique ρ , la viscosité dynamique μ), la conduite (le diamètre intérieur D , la longueur L , la rugosité ε , le nombre et le type de singularités, la différence de niveau entre l'entrée et la sortie...) et l'écoulement (le débit $Q_v = v_m \pi D^2/4$) nous pourrons :

- Déterminer le régime d'écoulement (Laminaire ou Turbulent) en calculant le nombre de Reynolds par le biais de la formule suivante :

$$Re = \frac{\rho v_m D}{\mu} \quad \text{ou} \quad Re = \frac{4 \rho Q_v}{\pi D \mu}$$

- déterminer le coefficient de perte de charge linéaire f en fonction du régime d'écoulement tel que :

- Si le régime est laminaire : $f = 64/Re$.

- Si le régime est turbulent : on utilise le diagramme de Moody ou la relation de Colebrook pour la détermination de f .

- Calculer la chute de pression due aux pertes de charge linéaires en utilisant la formule :

$$\Delta P_L = f \frac{L \rho v_m^2}{D} \frac{1}{2} \quad \text{ou} \quad \Delta P_L = 8 f \frac{L \rho Q_v^2}{\pi^2 D^4} \quad (Pa)$$

- Comptabiliser l'ensemble des singularités dans la conduite (coudes, élargissements, diminutions de diamètre,...) et déterminer les coefficients de perte de charge singulière K_i en fonction des singularités.

- Calculer la chute de pression due aux pertes de charge singulières pour chaque singularité en utilisant la formule :

$$\Delta P_{iS} = K_i \frac{\rho v_m^2}{2} \quad \text{ou} \quad \Delta P_{iS} = 8 K_i \frac{\rho Q_v^2}{\pi^2 D^4} \quad (Pa)$$

- Calculer la perte de charge totale : $\Delta P = \Delta P_L + \Delta P_S$ (tel que : $\Delta P_S = \sum \Delta P_{iS}$).

- Utiliser l'équation de Bernoulli pour déterminer la pression P_2 :

$$P_2 = P_1 + \rho g(z_1 - z_2) + \frac{1}{2} \rho (v_{m1}^2 - v_{m2}^2) - \Delta P \quad (Pa)$$

$$\text{ou} \quad P_2 = P_1 + \rho g(z_1 - z_2) + \frac{8\rho}{\pi^2} \left(\frac{Q_{v1}^2}{D_1^4} - \frac{Q_{v2}^2}{D_2^4} \right) - \Delta P \quad (Pa)$$

Nous pouvons maintenant déterminer l'énergie thermique (la chaleur), due aux pertes de charge, reçue par le GNL en utilisant l'équation de Bernoulli en variation d'énergie :

$$Q_p = \frac{\Delta P}{\rho} = \frac{(P_1 - P_2)}{\rho} + g(z_1 - z_2) + \frac{1}{2} (v_{m1}^2 - v_{m2}^2) \quad (\text{Joules/kg})$$

$$\text{ou } Q_p = \frac{\Delta P}{\rho} = \frac{(P_1 - P_2)}{\rho} + g(z_1 - z_2) + \frac{8}{\pi^2} \left(\frac{Q_{v1}^2}{D_1^4} - \frac{Q_{v2}^2}{D_2^4} \right) \quad (\text{Joules/kg})$$

III.2. Calcul du flux thermique

Considérons une conduite cylindrique creuse en acier inoxydable (une seule entrée et une seule sortie) exposé au soleil et à l'air ambiant transportant du GNL à un débit constant. Cette conduite est protégée par une couche de calorifugeage afin de minimiser le transfert thermique ainsi que d'un plaquage extérieure en acier inoxydable pour limiter le flux de rayonnement entrant et protéger la conduite des intempéries.

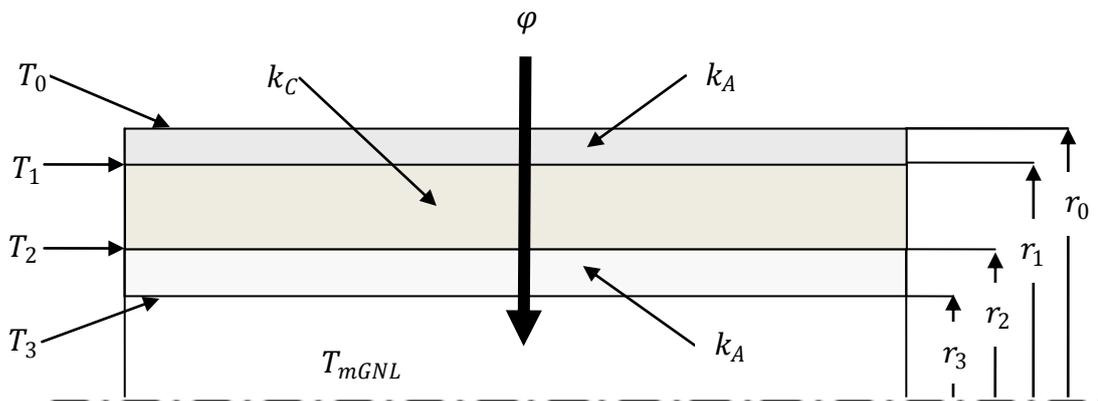


Figure IV.2 : Schéma des différentes couches de la conduite de transfert du GNL.

Le schéma électrique équivalent du système thermique est modélisé par le schéma résistif suivant :

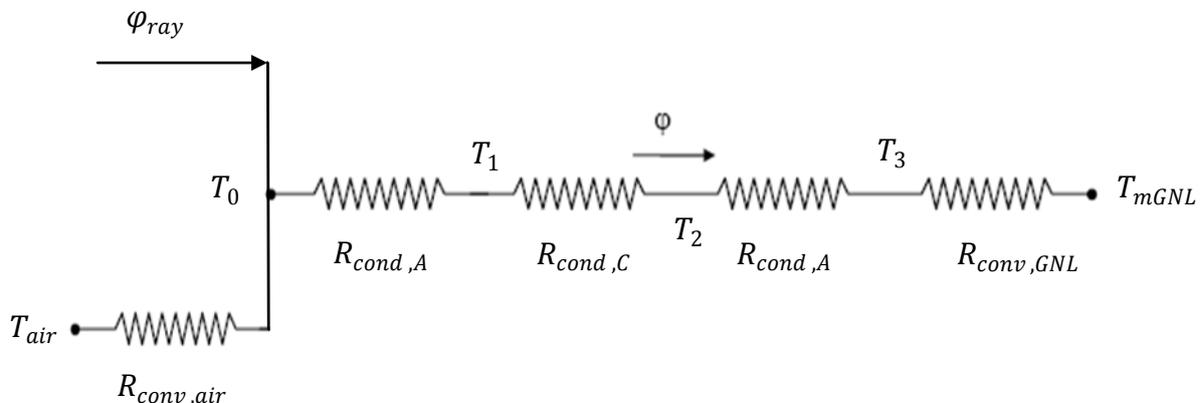


Figure IV.3 : Schéma résistif de la conduite de transfert du GNL.

Tel que :

- φ_{ray} : flux de rayonnement reçu sur la surface du plaquage en acier inoxydable.
- $R_{conv,air}$: résistance à la convection entre l'ambiante et le plaquage en acier inoxydable
- $R_{cond,A''}$: résistance à la conduction à travers l'épaisseur du plaquage en acier inoxydable.
- $R_{cond,C}$: résistance à la conduction à travers l'épaisseur du calorifugeage.
- $R_{cond,A}$: résistance à la conduction à travers l'épaisseur de la conduite en acier inoxydable.
- $R_{conv,GNL}$: résistance à travers la couche limite pariétale de l'écoulement GNL.

Dans le cas réel, il est difficile de supposer des conditions extérieures pour le calcul du flux de chaleur par convection et par rayonnement avec la paroi extérieure du plaquage en acier inoxydable car d'après ces conditions extérieures (nuit, jour, vitesse du vent, taux d'ensoleillement,...), l'un ou l'autre des modes de transfert de chaleur sera prépondérant. De plus, nous n'avons aucune donnée sur l'historique de la température de la face extérieure de ce plaquage, ce qui ne nous permettra pas de faire le calcul du flux de chaleur par rayonnement ni l'utilisation des corrélations concernant l'échange de chaleur par convection avec le cylindre extérieur et l'air ambiant.

En général, les conduites de transfert du GNL sont très bien calorifugées, donc la température de la paroi extérieure du plaquage dépend, dans une large mesure, des conditions extérieures (vent, humidité, taux d'ensoleillement, ...).

Afin de palier à cette difficulté nous, allons supposer une température T_0 de la face extérieure du plaquage en acier inoxydable et nous supposons des conditions extrêmes ($T_0 > 30^\circ C$) pour le calcul du transfert thermique sachant que la production de Boil-Off se fait dans les conditions extrêmes de température.

En régime permanent, le flux de chaleur se conserve et nous pouvons écrire l'équation suivante :

$$\varphi_{rayonnement} + \varphi_{convection,air} = \varphi$$

Tel que :

$$\varphi = \frac{(T_0 - T_1)}{R_{cond,A''}} = \frac{(T_1 - T_2)}{R_{cond,C}} = \frac{(T_2 - T_3)}{R_{cond,A}} = \frac{(T_3 - T_{mGNL})}{R_{conv,GNL}} \quad (Watt)$$

D'où, en supposant la température extérieure du plaquage en acier inoxydable T_0 , on peut calculer les fuites thermiques vers le GNL par la relation suivante :

$$\varphi = \frac{(T_0 - T_{mGNL})}{R_{cond,A''} + R_{cond,C} + R_{cond,A} + R_{conv,GNL}} = \frac{(T_0 - T_{mGNL})}{\sum R_{thi}} \quad (Watt)$$

Correspondant au schéma électrique suivant :

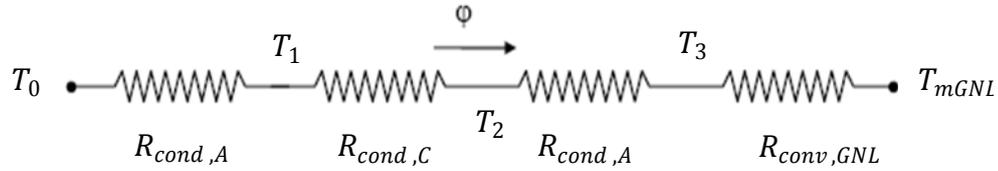


Figure IV.4 : Schéma électrique équivalent utilisée dans la présente étude.

Connaissant les différents paramètres concernant : le fluide cryogénique *GNL* (la température T_{mGNL} , la masse volumique ρ , la viscosité dynamique μ , le pouvoir calorifique c_p), la conduite (la longueur L , le diamètre intérieur D_3 , l'épaisseur $\frac{D_2-D_3}{2}$, la conductivité thermique k_A , la rugosité ε, \dots), le calorifuge (l'épaisseur $\frac{D_1-D_2}{2}$, la conductivité thermique k_C), le plaquage en acier inoxydable (l'épaisseur $\frac{D_0-D_1}{2}$, la conductivité thermique k_A et température de la face extérieure T_0), et l'écoulement (le débit Q_{vGNL}) nous pourrions déterminer les différentes résistances thermiques entre le plaquage en acier inoxydable et le GNL afin de calculer le taux de chaleur :

- $R_{cond,A''} = \ln\left(\frac{r_0}{r_1}\right) / (2\pi k_{A''} L)$
- $R_{cond,C} = \ln\left(\frac{r_1}{r_2}\right) / (2\pi k_C L)$
- $R_{cond,A} = \ln\left(\frac{r_2}{r_3}\right) / (2\pi k_A L)$
- Pour le calcul de $R_{conv,GNL} = 1 / (h_{GNL} 2\pi r_3 L)$, nous devons déterminer le coefficient de transfert thermique par convection h_{GNL} :
 - Sachant que le transfert de chaleur à travers la couche limite GNL se fait par convection forcée nous devons calculer le nombre de Reynolds ($Re = \rho v D / \mu$) et le nombre de Prandtl ($Pr = c_p \mu / k$).
 - En fonction de Re et Pr nous choisirons la corrélation pour le calcul du nombre de Nusselt Nu_D .
 - Calcul de du coefficient de transfert par convection $h_{GNL} = k Nu / D$.

La procédure de calcul du Boil-Off

Prenons l'équation d'état cubique générale :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{(v - b r_1)(v - b r_2)}$$

L'état (1) :

En (1), à la sortie du train de production le GNL (100 % liquide, $\alpha = 0$), à une température de -162°C , est pompé à une pression constante P_1 . Connaissant la compositions du GNL on peut utiliser une équation d'état afin de calculer l'enthalpie en ce point.

Pour l'état (1), à (T_1, P_1) , La procédure de calcul est la suivante :

- Calculer les paramètres des corps purs a_{ii} , b_i et c_i (pour l'équation d'état de Patel-teja) en fonction de l'équation d'état.
- Définir la composition du mélange : sachant qu'on est en phase liquide on prendra la composition du GNL (l'azote z_1 , le méthane z_2 , l'éthane z_3 et le propane z_4)
- Utiliser les lois de mélange classiques pour le calcul des paramètres du mélange a , b (pour les équations d'état de Van der Waals, Peng-Robinson et Soave-Redlich-Kwong), ainsi que c , r_1 et r_2 (pour l'équation d'état de Patel-teja).
- Résoudre l'équation d'état en v :

$$P_1 = \frac{RT_1}{v - b} - \frac{a}{(v - b r_1)(v - b r_2)}$$

Ce qui revient à résoudre le polynôme de degré 3 en v :

$$P_1 v^3 - (P_1 b (1 + r_1 + r_2) + RT_1) v^2 + (P_1 b^2 (r_1 + r_2 + r_1 r_2) + RT_1 b (r_1 + r_2) + a) v - b(P_1 b^2 r_1 r_2 + RT_1 b r_1 r_2 + a) = 0$$

Nous obtenons trois racines : la plus petite des ces racines est le volume molaire de la phase liquide v^L . Pour vérifier qu'on est bien en phase liquide on suppose que la composition d'une éventuelle phase vapeur est la même que celle du liquide et que la plus grande racine de l'équation d'état est le volume molaire de la phase vapeur v^v .

- Calculer les coefficients de fugacité pour chaque constituant en phase liquide et en phase vapeur en utilisant les formules suivantes :

$$\ln \varphi_i^L = -\ln \frac{P_1(v^L - b^L)}{RT_1} + \frac{b_i}{b^L} (Z^L - 1) + \frac{a^L}{b^L RT_1 (r_1^L - r_2^L)} \left(\frac{2 \sum_j a_{ij} x_j}{a^L} - \frac{b_i}{b^L} \right) \ln \frac{v^L - b^L r_1^L}{v^L - b^L r_2^L}$$

$$\ln \varphi_i^v = -\ln \frac{P_1(v^v - b^v)}{RT_1} + \frac{b_i}{b^v} (Z^v - 1) + \frac{a^v}{b^v RT_1 (r_1^v - r_2^v)} \left(\frac{2 \sum_j a_{ij} y_j}{a^v} - \frac{b_i}{b^v} \right) \ln \frac{v^v - b^v r_1^v}{v^v - b^v r_2^v}$$

Tel que :

$$x_i = y_i = z_i, a^v = a^L = a, b^v = b^L = b, r_1^v = r_1^L, r_2^v = r_2^L, \\ Z^L = P_1 v^L / RT_1, Z^v = P_1 v^v / RT_1.$$

- Calculer les coefficients d'équilibre $k_i = \varphi_i^L / \varphi_i^v$
- Calculer le taux de vapeur α en (1) du mélange en résolvant la formule suivante en α :

$$1 = \sum_{i=1}^3 \frac{z_i}{1 - \alpha (1 - k_i)} + \frac{1 - \sum_{i=1}^3 z_i}{1 - \alpha (1 - k_4)}$$

Ce qui revient à résoudre un polynôme d'ordre 3 en α de la forme :

$$u \alpha^3 + v \alpha^2 + w \alpha + x = 0$$

Tel que :

$$u = \prod_{i=1}^4 (1 - k_i)$$

$$v = z_1 \prod_{i=2}^4 (1 - k_i) + z_2 (1 - k_1) \prod_{i=3}^4 (1 - k_i) + z_3 (1 - k_4) \prod_{i=1}^2 (1 - k_i) + z_4 \prod_{i=1}^3 (1 - k_i) - (1 - k_1)(1 - k_2)(2 - k_3 - k_4) + (1 - k_3)(1 - k_4)(2 - k_1 - k_2)$$

$$w = (1 - k_1)(1 - k_2) + (1 - k_3)(1 - k_4) + (2 - k_1 - k_2)(2 - k_3 - k_4) - z_1 ((1 - k_2)(2 - k_3 - k_4) + (1 - k_3)(2 - k_1 - k_2) + (1 - k_4)(2 - k_1 - k_2)) - z_2 ((1 - k_1)(2 - k_3 - k_4) + (1 - k_4)(2 - k_1 - k_2)) - z_3 ((1 - k_1)(1 - k_2) + (1 - k_3)(2 - k_1 - k_2) + (1 - k_4)(2 - k_1 - k_2)) - z_4 ((1 - k_1)(1 - k_2) + (1 - k_3)(2 - k_1 - k_2) + (1 - k_4)(2 - k_1 - k_2))$$

$$x = z_1 (3 - k_2 - k_3 - k_4) + z_2 (3 - k_1 - k_3 - k_4) + z_3 (3 - k_1 - k_2 - k_4) + z_4 (3 - k_1 - k_2 - k_3) - (4 - k_1 - k_2 - k_3 - k_4)$$

Cette équation admet 3 racines réelles ; Si les solutions α_i n'appartiennent pas à l'intervalle $[0,1]$, on en déduit qu'on est bien en phase liquide ce qui vérifie l'hypothèse de départ. Le taux de vapeur de GNL en (1) est donc nul ($\alpha = 0$).

- Calculer l'enthalpie en (1) en utilisant la formule de l'enthalpie résiduelle appliquée à l'équation d'état cubique générale:

$$h_1(T_1, P_1) - h_1^*(T_1, P_1) = \left[\frac{a^L - T_1 \left(\frac{da^L}{dT} \right)_{T_1}}{b^L} U(v^L, b^L, r_1^L, r_2^L) + RT_1(Z^L - 1) \right]$$

Sachant que : $h_1^*(T_1, P_1)$ est la valeur de l'enthalpie correspondant à l'état de gaz parfait dans les conditions de température T_1 et de pression P_1 . Tel que :

$$h_1^*(T_1, P_1) = c_p^*(T_1) \cdot T_1$$

Tel que : $c_p^*(T_1)$ c'est la chaleur spécifique à pression constante du GNL à l'état de gaz parfait, à la température T_1

On obtient donc l'enthalpie en (1) : (h_1 en joules/mole)

$$h_1(T_1, P_1) = \left[\frac{a^L - T_1 \left(\frac{da^L}{dT} \right)_{T_1}}{b^L} U(v^L, b^L, r_1^L, r_2^L) + RT_1(Z^L - 1) \right] + c_p^*(T_1) \cdot T_1$$

Etat (2) :

En (2), la sortie de notre conduite, grâce au calcul préalable de pertes de charge nous obtenons la pression P_2 . Nous avons aussi les entrées de chaleur q pendant l'écoulement du GNL.

Pour le calcul du taux de vapeur et de l'enthalpie en (2), nous devons faire un calcul itératif en fonction de la température T_2 jusqu'à ce que les entrées de chaleur q soient égales à la différence d'enthalpie $h_2 - h_1$ entre l'entrée et la sortie de la conduite.

Avant de commencer les calculs de l'état (2), on pose : $T_2 = T_1$ et $h_2 = h_1$.

Pour l'état (2), à (T_2, P_2) , la procédure de calcul est la suivante :

- Calculer les paramètres des corps purs a_{ii} , b_i et c_i (pour l'équation d'état de Patel-teja) en fonction de l'équation d'état.
- Définir la composition du mélange : en supposant qu'on est en phase liquide on prendra la composition du GNL (l'azote z_1 , le méthane z_2 , l'éthane z_3 et le propane z_4)
- Utiliser les lois de mélange classiques pour le calcul des paramètres du mélange a , b (pour les équations d'état de Van der Waals, Peng-Robinson et Soave-Redlich-Kwong), ainsi que c , r_1 et r_2 (pour l'équation d'état de Patel-teja).

- Résoudre l'équation d'état en v :

$$P_2 = \frac{RT_2}{v - b} - \frac{a}{(v - b r_1)(v - b r_2)}$$

Ce qui revient à résoudre le polynôme de degré 3 en v :

$$P_2 v^3 - (P_2 b (1 + r_1 + r_2) + RT_2) v^2 + (P_2 b^2 (r_1 + r_2 + r_1 r_2) + RT_2 b (r_1 + r_2) + a) v - b(P_2 b^2 r_1 r_2 + RT_2 b r_1 r_2 + a) = 0$$

Nous obtenons trois racines : la plus petite des ces racines est le volume molaire de la phase liquide v^L . On suppose que la composition de la phase vapeur est la même que celle du liquide et que la plus grande racine de l'équation d'état est le volume molaire de la phase vapeur v^v .

- Calculer les coefficients de fugacité pour chaque constituant en phase liquide et en phase vapeur en utilisant les formules suivantes :

$$\ln \varphi_i^L = -\ln \frac{P_2(v^L - b^L)}{RT_2} + \frac{b_i}{b^L} (Z^L - 1) + \frac{a^L}{b^L RT_2 (r_1^L - r_2^L)} \left(\frac{2 \sum_j a_{ij} x_j}{a^L} - \frac{b_i}{b^L} \right) \ln \frac{v^L - b^L r_1^L}{v^L - b^L r_2^L}$$

$$\ln \varphi_i^v = -\ln \frac{P_2(v^v - b^v)}{RT_2} + \frac{b_i}{b^v} (Z^v - 1) + \frac{a^v}{b^v RT_2 (r_1^v - r_2^v)} \left(\frac{2 \sum_j a_{ij} y_j}{a^v} - \frac{b_i}{b^v} \right) \ln \frac{v^v - b^v r_1^v}{v^v - b^v r_2^v}$$

Tel que :

$$x_i = y_i = z_i, a^v = a^L = a, b^v = b^L = b, r_1^v = r_1^L, r_2^v = r_2^L,$$

$$Z^L = P_2 v^L / RT_2, Z^v = P_2 v^v / RT_2$$

- Calculer les coefficients d'équilibre $k_i = \varphi_i^L / \varphi_i^v$
- Calculer le taux de vapeur α en (2) du mélange en résolvant la formule suivante en α :

$$1 = \sum_{i=1}^3 \frac{z_i}{1 - \alpha (1 - k_i)} + \frac{1 - \sum_{i=1}^3 z_i}{1 - \alpha (1 - k_4)}$$

Cette équation admet 3 racines réelles ; Si les solutions α_i n'appartiennent pas à l'intervalle $[0,1]$, cela signifie qu'on est en phase liquide. Le taux de vapeur de GNL en (2) est donc nul ($\alpha = 0$).

Sinon, si on obtient un $\alpha_i \in [0,1]$, on est dans un cas diphasique à l'état (2). Alors, on doit faire un calcul itératif jusqu'à convergence du taux de vapeur α .

Dans ce cas :

- Etant donné que les taux de production de Boil-Off sont très faibles (au sein du GL1/Z le taux de production de Boil-Off par journée de stockage ou lors du changement des tankers est de l'ordre de 0.07% de la quantité stockée par jour ou de la quantité chargée dans les cuve du tanker), on peut supposer que si il y'a création de Boil-Off lors du transfert du GNL du train de production jusqu'au bac de stockage, ce taux de vapeur créé sera très faible aussi. On pose donc $x_i = z_i$ et $y_i = k_i x_i$.
- Utiliser les lois de mélange classiques pour le calcul des paramètres du mélange pour les deux phases liquide et vapeur a^L, b^L, a^v, b^v (pour les équations d'état de Van der Waals, Ping-Robinson et Soive-Redlich-Kwong), ainsi que $c^L, r_1^L, r_2^L, c^v, r_1^v, r_2^v$ (pour l'équation d'état de Patel-teja).
- Résoudre l'équation d'état cubique générale en v :

En phase liquide :

$$P_2 = \frac{RT_2}{v^L - b^L} - \frac{a^L}{(v^L - b^L r_1^L)(v^L - b^L r_2^L)}$$

On obtient trois racines réelles, la plus petite des ces racines est la valeur du volume molaire de la phase liquide v^L .

En phase vapeur :

$$P_2 = \frac{RT_2}{v^v - b^v} - \frac{a^v}{(v^v - b^v r_1^v)(v^v - b^v r_2^v)}$$

On obtient trois racines réelles, la plus grande des ces racines est la valeur du volume molaire de la phase vapeur v^v .

- On calcul les coefficients de fugacité pour chaque constituant en phase liquide et en phase vapeur en utilisant les formules suivantes :

$$\ln \varphi_i^L = -\ln \frac{P_2(v^L - b^L)}{RT_2} + \frac{b_i}{b^L} (Z^L - 1) + \frac{a^L}{b^L RT_2 (r_1^L - r_2^L)} \left(\frac{2 \sum_j a_{ij} x_j}{a^L} - \frac{b_i}{b^L} \right) \ln \frac{v^L - b^L r_1^L}{v^L - b^L r_2^L}$$

$$\ln \varphi_i^v = -\ln \frac{P_2(v^v - b^v)}{RT_2} + \frac{b_i}{b^v} (Z^v - 1) + \frac{a^v}{b^v RT_2 (r_1^v - r_2^v)} \left(\frac{2 \sum_j a_{ij} y_j}{a^v} - \frac{b_i}{b^v} \right) \ln \frac{v^v - b^v r_1^v}{v^v - b^v r_2^v}$$

- Calcul des coefficients d'équilibre $k_i = \varphi_i^L / \varphi_i^v$
- Calcul du taux de vapeur α en (2) du mélange en résolvant la formule suivante en α :

$$1 = \sum_{i=1}^3 \frac{z_i}{1 - \alpha (1 - k_i)} + \frac{1 - \sum_{i=1}^3 z_i}{1 - \alpha (1 - k_4)}$$

- On sort de cette boucle lorsque le taux de vapeur α n'appartient plus à l'intervalle $[0,1]$: dans ce cas on pose que le taux de vapeur est nul $\alpha = 0$, ou lors de la convergence du taux de vapeur α .
- Calcul de l'enthalpie en (2) en utilisant la formule de l'enthalpie résiduelle appliquée à l'équation d'état cubique générale :

$$h_2(T, P) - h_2^*(T, P) = \alpha \left[\frac{a^v - T_2 \left(\frac{da^v}{dT} \right)_{T_2}}{b^v} U(v^v, b^v, r_1^v, r_2^v) + RT_2(Z^v - 1) \right] +$$

$$(1 - \alpha) \left[\frac{a^L - T_2 \left(\frac{da^L}{dT} \right)_{T_2}}{b^L} U(v^L, b^L, r_1^L, r_2^L) + RT_2(Z^L - 1) \right]$$

Sachant que : $h_2^*(T_2, P_2)$ est la valeur de l'enthalpie correspondant à l'état de gaz parfait dans les conditions de température T_2 et de pression P_2 . Tel que :

$$h_2^*(T_2, P_2) = c_p^*(T_2) \cdot T_2$$

Tel que : $c_p^*(T_2)$ c'est la chaleur spécifique à pression constante du GNL à l'état de gaz parfait, à la température T_2 .

On obtient donc l'enthalpie en (2) : (h_2 en joules/mole)

$$h_2(T, P) = \alpha \left[\frac{a^v - T_2 \left(\frac{da^v}{dT} \right)_{T_2}}{b^v} U(v^v, b^v, r_1^v, r_2^v) + RT_2(Z^v - 1) \right] +$$

$$(1 - \alpha) \left[\frac{a^L - T_2 \left(\frac{da^L}{dT} \right)_{T_2}}{b^L} U(v^L, b^L, r_1^L, r_2^L) + RT_2(Z^L - 1) \right] + c_p^*(T_2) \cdot T_2$$

- Si $h_2 - h_1 < q$ on incrémente $T_2 = T_2 + \Delta T$ et on refait toutes les étapes de l'état (2) jusqu'à l'égalité entre les entrées de chaleur et la différence d'enthalpie ($h_2 - h_1 = q$) entre l'état (1) et (2).
- Collecte des résultats : taux de vapeur α , température de sortie T_2, \dots

IV. Application de la procédure de calcul du Boil-Off aux lignes de transfert de GNL du complexe de liquéfaction GL1/Z d'Arzew

Les lignes de transfert de GNL des six trains de production jusqu'aux trois bacs de stockage sont schématisées comme suit :

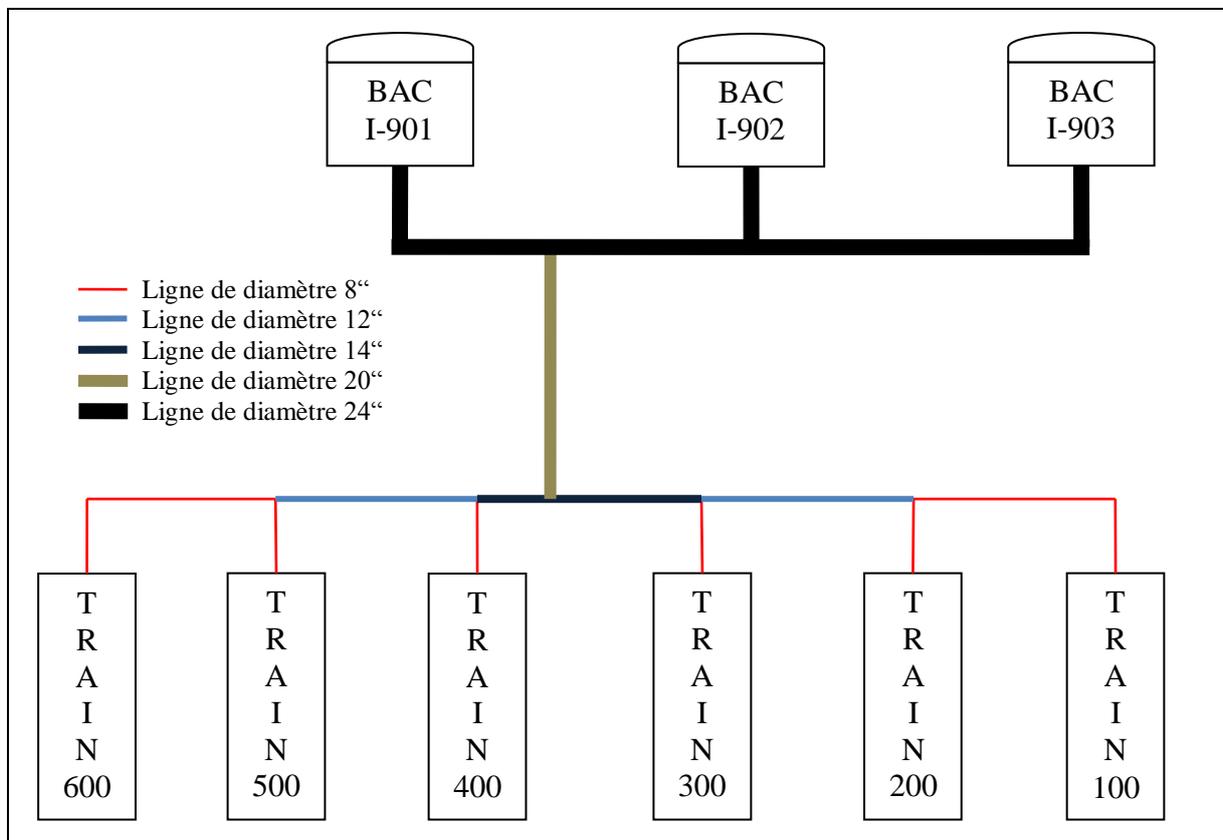


Figure IV.6 : Schéma des lignes de transfert de GNL du complexe GL1/Z.

Une pompe produit débite du GNL de la sortie de chaque train de production (100, 200, 300, 400, 500, 600) à une température de -162°C , à une pression de 5 bars et à un débit de $377.7 \text{ m}^3/\text{h}$ vers les trois bacs de stockage (I-901, I-902, I-903).

Afin d'avoir des intervalles pour les pertes de charge, entrées thermiques, pressions et températures de sortie ainsi que pour le taux de vapeur créé au sein de ces lignes de transfert, nous allons étudier l'écoulement de GNL à travers la ligne la plus longue (qui part du train 100 vers le bac de stockage I-903) et à travers la ligne la plus courte (qui part du train 400 vers le bac de stockage I-901).

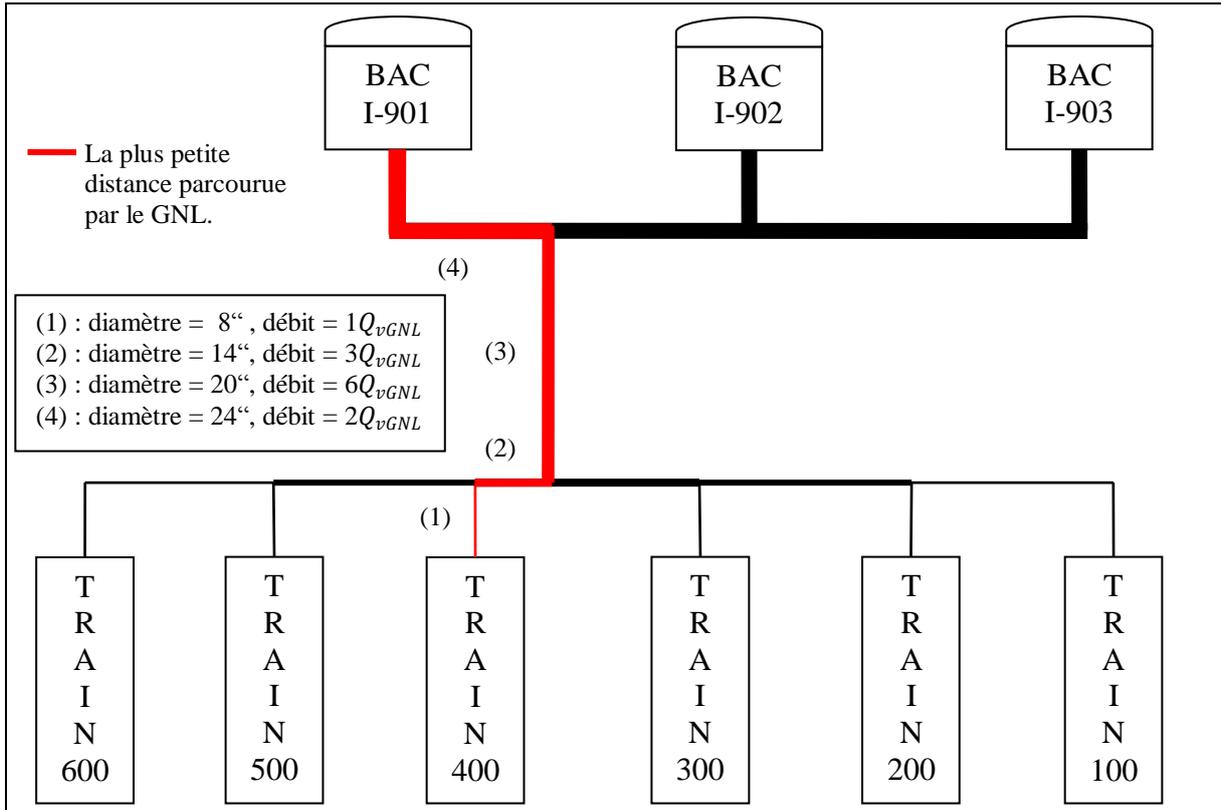


Figure IV.7 : Le tronçon de conduite le plus court.

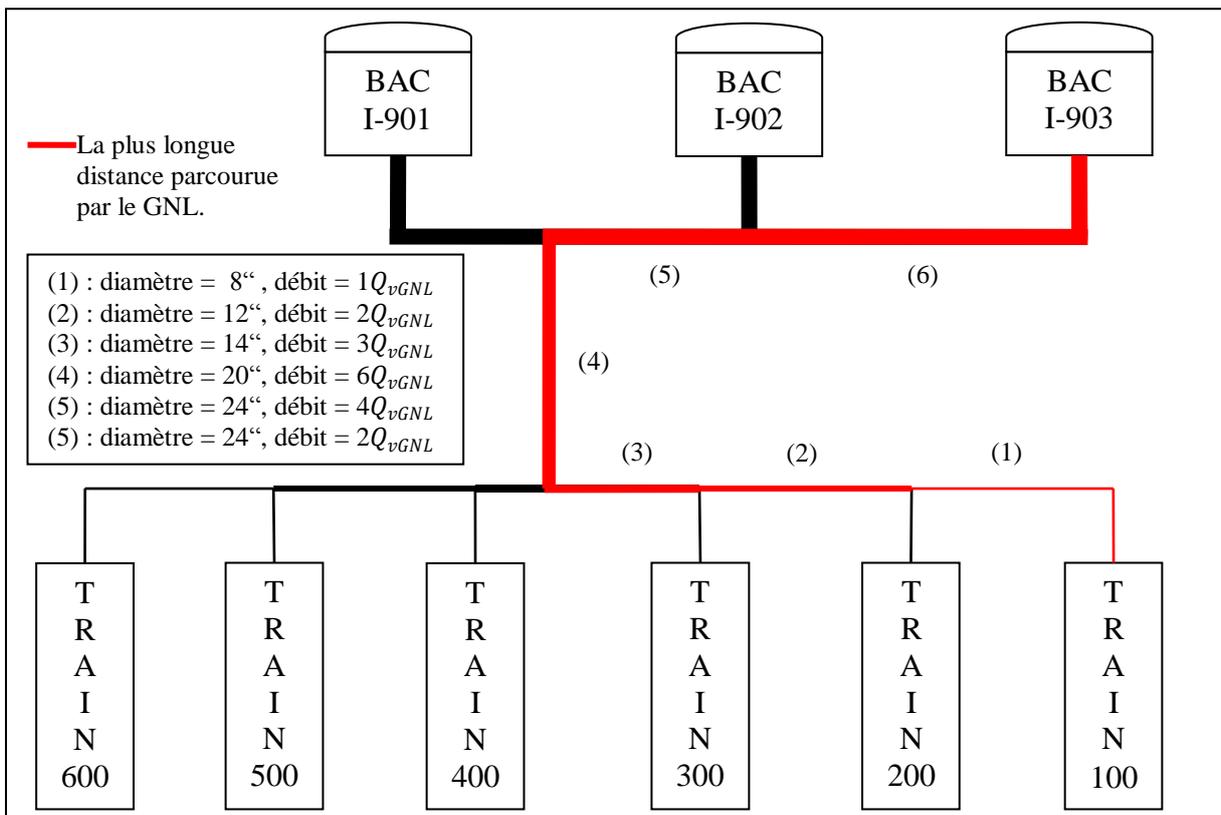


Figure IV.8 : Le tronçon de conduite le plus long.

Nous allons donc procéder aux calculs hydrodynamique, thermique et thermodynamique pour deux tronçons de conduite : le plus long et le plus court, afin d'avoir des intervalles pour les pressions et les températures à l'entrée des bacs de stockage, l'énergie thermique reçus par le GNL et enfin évaluer le Boil-Off créé à travers ces lignes de transfert.

IV.1. Calcul des propriétés du GNL

Avant de commencer les calculs : hydrodynamiques, thermiques et thermodynamiques, nous devons calculer les propriétés du GNL à savoir : la masse molaire, la masse volumique, la viscosité dynamique, la conductivité thermique et la chaleur spécifique à pression constante.

Ces propriétés sont calculées comme une moyenne des propriétés, à l'état liquide, à une température de -162°C des différents constituants du GNL :

- La masse molaire n :

$$n_{GNL} = \sum_i z_i n_i$$

- La masse volumique ρ :

$$\rho_{GNL} = \sum_i z_i \rho_i$$

- La viscosité dynamique μ :

$$\mu_{GNL} = \sum_i z_i \mu_i$$

- La conductivité thermique k :

$$k_{GNL} = \sum_i z_i k_i$$

- La chaleur spécifique à pression constante c_p :

$$c_{pGNL} = \sum_i z_i c_{pi}$$

Tel que : z_i est la fraction molaire du composant i dans le GNL.

Chapitre IV : Procédure de Calcul du Boil-Off dans les conduites de transfert du GNL :
application aux lignes de transfert du Complexe de liquéfaction GL1/Z

On se donne la composition molaire suivante du GNL à la sortie des trains de production au sein du complexe de liquéfaction GL1/Z :

Azote (N_2) : 1.79 %

Méthane (CH_4) : 88.40 %

Ethane (C_2H_6) : 7.74 %

Propane (C_3H_8) : 1.49 %

i- C_4H_{10} : 0.25 %

n- C_4H_{10} : 0.32 %

i- C_5H_{12} : 0.01 %

De cette composition nous prendrons en considération les quatre principaux constituants du GNL à savoir : l'azote, le méthane, l'éthane et le propane :

Azote (N_2): $z_1 = 1.79 \%$

Méthane (CH_4) : $z_2 = 88.40 \%$

Ethane (C_2H_6) : $z_3 = 7.74 \%$

Propane (C_3H_8) : $z_4 = 2.07 \%$ (en additionnant toutes les fractions lourdes au propane)

A l'aide du logiciel « SIMULIS Thermodynamics » (*un simulateur de Procédés chimique*), nous avons pu tirer les propriétés, à l'état liquide, à une température de $-162^\circ C$, des principaux constituants du GNL et ainsi calculer les propriétés du mélange (GNL) :

Tableau IV.1 : Les propriétés du GNL à $-162^\circ C$.

	N_2	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	GNL
$n \left(\frac{g}{mole} \right)$	28	16	30.1	44.1	17.887810
$\rho \left(\frac{kg}{m^3} \right)$	611.617	423.275	629.164	707.649	448.468672
$\mu \left(Pa \cdot s \right)$	$4.94287 \cdot 10^{-5}$	$1.18143 \cdot 10^{-4}$	$6.19737 \cdot 10^{-4}$	$2.19089 \cdot 10^{-3}$	$1.986422 \cdot 10^{-4}$
$k \left(\frac{W}{m K} \right)$	$7.90015 \cdot 10^{-2}$	0.189018	0.237867	0.197110	0.190997
$c_p \left(\frac{J}{mole K} \right)$	78.0383	56.1985	70.2469	85.3353	58.279910

Les expressions des corrélations utilisées et leurs paramètres ainsi que les valeurs des propriétés à l'état liquide, à la température de -162 °C pour chacun des quatre constituant sont données dans l'annexe C.

Pour le calcul des enthalpies dans la partie thermodynamique, nous devons aussi calculer la chaleur spécifique à pression constante du GNL à l'état de gaz parfait c_p^* pour les températures d'entrée et de sortie T_1 et T_2 respectivement : pour ce faire nous allons utiliser le logiciel « SIMULIS Thermodynamics » qui vas nous donner les c_{pi}^* des quatre constituants du GNL considérés dans cette étude pour la température T_1 ainsi que les corrélations utilisées afin de calculer c_{pi}^* à la température T_2 . (Tel que : $c_{pGNL}^* = \sum_i z_i c_{pi}^*$)

Pour la température $T_1 = -162\text{ °C}$, nous obtenons les valeurs suivantes :

Tableau IV.2 : Chaleur spécifique à pression constante du GNL à l'état de gaz parfait à -162 °C .

	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	GNL
$c_p^* \left(\frac{J}{mole\ K} \right)$	29.1050	33.2982	40.3439	51.9639	34.154859

Les expressions des corrélations utilisées pour le calcul de c_{pi}^* et leurs paramètres ainsi que les valeurs à la température de -162 °C pour chacun des quatre constituant sont données dans l'annexe C.

IV.2. Calcul de la perte de charge et de la pression de sortie

Nous allons utiliser la procédure de calcul décrite dans III.1 de ce chapitre avec les données suivantes :

- Le débit du GNL à la sortie de chaque train : $Q_{vGNL} = 377.7\text{ m}^3/\text{h} = 0.104917\text{ m}^3/\text{s}$
- La rugosité de la conduite en acier inoxydable : $\varepsilon = 0.015\text{ mm} = 1.5 \cdot 10^{-5}\text{ m}$
- La masse molaire du GNL : $n = 17.887810\text{ g/mole}$
- La masse volumique du GNL : $\rho = 448.468672\text{ kg/m}^3$
- La viscosité dynamique du GNL : $\mu = 1.986422 \cdot 10^{-4}\text{ Pa} \cdot \text{s}$
- Pression d'entrée : $P_1 = 5\text{ bars} = 5 \cdot 10^5\text{ Pa}$

Chapitre IV : Procédure de Calcul du Boil-Off dans les conduites de transfert du GNL :
application aux lignes de transfert du Complexe de liquéfaction GL1/Z

Nous obtenons, à l'aide d'un programme informatique développé sur *matlab7.0* les résultats suivants pour le tronçon de conduite le plus court (qui achemine du GNL du train 400 jusqu'au bac I-901) :

Tableau IV.3 : Résultats hydrauliques pour le tronçon de conduite le plus court.

	Conduite 8" (1)	Conduite 14" (2)	Conduite 24" (2)	Conduite 20" (3)	Conduite 24" (4)	
Diamètre (m)	0.21532	0.35082	0.60325	0.50246	0.60325	
Débit (m^3/s)	1 Q_{vGNL} 0.104917	3 Q_{vGNL} 0.314750	3 Q_{vGNL} 0.314750	6 Q_{vGNL} 0.629500	2 Q_{vGNL} 0.209833	
Re	$1.401 \cdot 10^6$	$2.579 \cdot 10^6$	$1.499 \cdot 10^6$	$3.601 \cdot 10^6$	$0.999 \cdot 10^6$	
ε/D	$6.966 \cdot 10^{-5}$	$4.276 \cdot 10^{-5}$	$2.487 \cdot 10^{-5}$	$2.985 \cdot 10^{-5}$	$2.487 \cdot 10^{-5}$	
f	0.0124	0.0118	0.0114	0.0110	0.0116	
Longueur (m)	15.561	5.000	1.000	137.946	139.224	
L_{totale} (m)	298.731					
ΔP_L (kPa)	1.668202	0.399838	0.005139	6.825086	0.323561	
$\Delta P_{L_{totale}}$ (kPa)	9.221827					
Coudes à 90°	3	0	0	12	9	
K_{coude}	1					
Elargissements	0	1	0	0	0	
$K_{élargissement}$	0.154324					
Jonctions	0	1	0	1	1	0
$K_{jonction}$		0.266667		1.250000	1.033333	
Vannes papillon	0	0	0	0	3	
K_{vanne}	0.5					
Entrée Bac	0	0	0	0	1	
$K_{entrée\ bac}$	2					
ΔP_S (kPa)	5.584639	1.000896	2.824996	29.455293	1.510748	
$\Delta P_{S_{totale}}$ (kPa)	40.376572					
ΔP_{totale} (kPa)	49.598399					
$z_1 - z_2$ (m)	4.875 (différence de niveau entre l'entrée et la sortie de la ligne)					
P_2 (kPa)	473.589741					
Q_p (J/kg)	110.595014					
Q_p (J/mole)	1.978303					

Chapitre IV : Procédure de Calcul du Boil-Off dans les conduites de transfert du GNL :
application aux lignes de transfert du Complexe de liquéfaction GL1/Z

Nous obtenons, à l'aide d'un programme informatique développé sur *matlab7.0* les résultats suivants pour le tronçon de conduite le plus long (qui achemine du GNL du train 100 jusqu'au bac I-903) :

Tableau IV.4 : Résultats hydrauliques pour le tronçon de conduite le plus long.

	Conduite 8" (1)	Conduite 12" (2)	Conduite 14" (3)	Conduite 24" (3)	Conduite 20" (4)	Conduite 24" (5)	Conduite 24" (6)
Diamètre (m)	0.21532	0.319280	0.35082	0.60325	0.50246	0.60325	0.60325
Débit (m^3/s)	1 Q_{vGNL} 0.104917	2 Q_{vGNL} 0.209833	3 Q_{vGNL} 0.314750	3 Q_{vGNL} 0.314750	6 Q_{vGNL} 0.629500	4 Q_{vGNL} 0.419667	2 Q_{vGNL} 0.209833
Re	$1.401 \cdot 10^6$	$1.889 \cdot 10^6$	$2.579 \cdot 10^6$	$1.499 \cdot 10^6$	$3.601 \cdot 10^6$	$1.999 \cdot 10^6$	$0.999 \cdot 10^6$
ε/D	$6.966 \cdot 10^{-5}$	$4.698 \cdot 10^{-5}$	$4.276 \cdot 10^{-5}$	$2.487 \cdot 10^{-5}$	$2.985 \cdot 10^{-5}$	$2.487 \cdot 10^{-5}$	$2.487 \cdot 10^{-5}$
f	0.0124	0.0120	0.0118	0.0114	0.0110	0.0112	0.0116
Longueur (m)	98.615	80.468	79.489	1.000	137.946	84.899	202.614
L_{totale} (m)	685.031						
ΔP_L (kPa)	10.571926	4.658190	6.356545	0.005139	6.825086	0.762018	0.470882
ΔP_L_{totale} (kPa)	29.649787						
Coudes à 90°	10	6	6	0	12	6	9
K_{coude}	1						
Elargissements	1	1	1	0	0	0	0
$K_{\text{élargissement}}$	0.145296	0.080094	0.154324				
Jonctions	0	1	1	0	1	1	1
$K_{jonction}$	0	0.750000	0.555556	0	1.2500	1.1333	0.1000
Vannes	0	0	0	0	0	0	3
K_{vanne}	0.5						
Entrée Bac	0	0	0	0	0	0	1
$K_{\text{entrée bac}}$	2						
ΔP_S (kPa)	18.885938	10.519888	15.952589	2.824996	29.681293	2.948980	1.510748
ΔP_S_{totale} (kPa)	82.324432						
ΔP_{totale} (kPa)	111.974219						
$z_1 - z_2$ (m)	4.875 (différence de niveau entre l'entrée et la sortie de la ligne)						
P_2 (kPa)	411.213921						
Q_p (J/kg)	249.681251						
Q_p (J/mole)	4.466251						

A titre d'information, la pression de calcul interne (espace vapeur) des bacs de stockage de GNL au sein du complexe GL1/Z est de 1.03 bars. Sachant que ces réservoirs sont conçus pour être remplis à un niveau de 20 à 90% de la hauteur du réservoir nous pouvons calculer la pression au fond du réservoir en utilisant la formule suivante :

$$P_{\text{fond réservoir}} = 1.03 \cdot 10^5 + \rho g H \quad (Pa)$$

Tel que :

$$\rho : \text{masse volumique du GNL} = 448.468672 \text{ kg/m}^3$$

$$g : \text{accélération de la pesanteur} = 9.81 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$H : \text{hauteur du GNL dans le bac de stockage}$$

$$\text{La hauteur du bac de stockage est de } H_{\text{bac}} = 32.100 \text{ m}$$

Nous obtenons, alors, en calculant la pression au fond du réservoir pour $H = 20\% H_{\text{bac}}$ et $H = 90\% H_{\text{bac}}$: $P_{\text{fond réservoir}} \in [1.3124 \cdot 10^5, 2.3010 \cdot 10^5] \text{ (Pa)}$

IV.3. Calcul du flux de chaleur

Nous allons utiliser la procédure de calcul décrite dans III.2 de ce chapitre avec les données suivantes :

- La température du GNL : $T_{\text{mGNL}} = -162 \text{ }^\circ\text{C} = 111.15 \text{ Kelvin}$
- Le débit du GNL à la sortie de chaque train : $Q_{\text{vGNL}} = 377.7 \text{ m}^3/\text{h} = 0.104917 \text{ m}^3/\text{s}$
- La masse molaire du GNL $n = 17.887810 \text{ g/mole}$
- La masse volumique du GNL : $\rho = 448.468672 \text{ kg/m}^3$
- La viscosité dynamique du GNL : $\mu = 1.986423 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$
- La conductivité thermique du GNL : $k_{\text{GNL}} = 0.190997 \text{ Watt/m K}$
- La chaleur spécifique à pression constante du GNL :

$$c_p = 58.279910 \text{ Joule/mol K} = 3258.079683 \text{ Joule/kg K}$$

- Le nombre de Prandtl : $Pr = c_p \mu/k = 3.388492$
- La conductivité thermique de la conduite est identique à celle du plaquage en acier inoxydable :

$$k_A = k_{A''} = 15 \text{ Watt/m K}$$

- La conductivité thermique du calorifuge (Mousse Polysocyanure) :

$$k_C = 0.02 \text{ kcal/h m K} = 0.023244 \text{ Watt/m K}$$

- L'épaisseur du plaquage en acier inoxydable : $e_1 = \frac{D_0 - D_1}{2} = 0.6 \cdot 10^{-3} \text{ m}$

- L'épaisseur de la couche de calorifugeage : $e_2 = \frac{D_1 - D_2}{2}$
- L'épaisseur de la conduite en acier inoxydable : $e_3 = \frac{D_2 - D_3}{2}$

En supposant la température extérieure du plaquage en acier inoxydable T_0 , on peut calculer les transferts thermiques vers le GNL par la relation suivante :

$$\varphi = \frac{(T_0 - T_{mGNL})}{R_{cond,A''} + R_{cond,C} + R_{cond,A} + R_{conv,GNL}} = \frac{(T_0 - T_{mGNL})}{\sum R_{thi}} \quad (Watt)$$

Avec :

- $R_{cond,A''} = \ln\left(\frac{r_0}{r_1}\right) / (2\pi k_{A''} L)$
- $R_{cond,C} = \ln\left(\frac{r_1}{r_2}\right) / (2\pi k_C L)$
- $R_{cond,A} = \ln\left(\frac{r_2}{r_3}\right) / (2\pi k_A L)$
- $R_{conv,GNL} = 1 / (h_{GNL} 2\pi r_3 L)$

Pour quantifier $R_{conv,GNL}$, nous devons calculer le coefficient de transfert thermique par convection h_{GNL} , pour ce faire, pour un régime établi, nous avons calculé le nombre de Prandtl $Pr = 3.388492$ et en fonction du nombre de Reynolds, nous pouvons calculer le nombre de Nusselt d'après la formule de Dittus-Boelter :

$$Nu_D = 0.023 (Re)^{4/5} (Pr)^n \quad (IV.1)$$

Avec : $n = 0.4$ dans notre cas (la température de la surface de la conduite T_3 est supérieure à la température du GNL T_{mGNL})

Les conditions d'utilisation de cette formule sont :

$$0.7 \leq Pr \leq 160, Re \geq 10.000 \text{ et } L/D \geq 10$$

Les propriétés du fluide sont évaluées à la température T_{mGNL} .

Après obtention du nombre de Nusselt nous pourrions calculer le coefficient de transfert thermique par convection en utilisant la formule : $h_{GNL} = k Nu_D / D$

Nous obtenons, à l'aide d'un programme informatique développé sur *matlab7.0* les résultats suivants pour le tronçon de conduite le plus court (qui achemine du GNL du train 400 jusqu'au bac I-901) :

Chapitre IV : Procédure de Calcul du Boil-Off dans les conduites de transfert du GNL :
application aux lignes de transfert du Complexe de liquéfaction GL1/Z

Tableau IV.5 : Résultats thermiques pour le tronçon de conduite le plus court.

	Conduite 8" (1)	Conduite 14" (2)	Conduite 24" (2)	Conduite 20" (3)	Conduite 24" (4)
r_0 (m)	0.235140	0.318400	0.455400	0.404600	0.455400
r_1 (m)	0.234540	0.317800	0.454800	0.404000	0.454800
r_2 (m)	0.109540	0.177800	0.304800	0.254000	0.304800
r_3 (m)	0.107660	0.175410	0.301625	0.251230	0.301625
Débit (m^3/s)	1 Q_{vGNL} 0.104917	3 Q_{vGNL} 0.314750	3 Q_{vGNL} 0.314750	6 Q_{vGNL} 0.629500	2 Q_{vGNL} 0.209833
Re	$1.401 \cdot 10^6$	$2.579 \cdot 10^6$	$1.499 \cdot 10^6$	$3.601 \cdot 10^6$	$0.999 \cdot 10^6$
Nu_D	$3.096 \cdot 10^3$	$5.045 \cdot 10^3$	$3.015 \cdot 10^3$	$6.590 \cdot 10^3$	$2.364 \cdot 10^3$
$h_{GNL}(W/m^2K)$	$2.746 \cdot 10^3$	$2.747 \cdot 10^3$	$0.954 \cdot 10^3$	$2.505 \cdot 10^3$	$0.748 \cdot 10^3$
Longueur (m)	15.561	5.000	1.000	137.946	139.224
L_{totale} (m)	298.731				
$R_{cond,A''}$ (K/W)	$0.174 \cdot 10^{-5}$	$0.400 \cdot 10^{-5}$	$1.399 \cdot 10^{-5}$	$0.011 \cdot 10^{-5}$	$0.010 \cdot 10^{-5}$
$R_{cond,C}$ (K/W)	$3.350 \cdot 10^{-1}$	$7.952 \cdot 10^{-1}$	$27.402 \cdot 10^{-1}$	$0.230 \cdot 10^{-1}$	$0.197 \cdot 10^{-1}$
$R_{cond,A}$ (K/W)	$1.180 \cdot 10^{-5}$	$2.872 \cdot 10^{-5}$	$11.110 \cdot 10^{-5}$	$0.084 \cdot 10^{-5}$	$0.080 \cdot 10^{-5}$
$R_{conv,GNL}$ (K/W)	$3.459 \cdot 10^{-5}$	$6.606 \cdot 10^{-5}$	$55.283 \cdot 10^{-5}$	$0.183 \cdot 10^{-5}$	$0.506 \cdot 10^{-5}$
$T_0 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$					
φ (Watt)	573.0583	241.3890	70.0509	8334.1889	9752.2238
φ_{total} (Watt)	18970.9109				
Q_{th} (J/kg)	12.1793	1.7101	0.4963	29.5213	103.6328
$Q_{th} totale$ (J/kg)	147.5397				
$Q_{th} totale$ (J/mol)	2.639162				
$T_0 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$					
φ (Watt)	602.9050	253.9613	73.6994	8768.2612	1026.0152
φ_{total} (Watt)	19958.9791				
Q_{th} (J/kg)	12.8136	1.7992	0.5221	31.0589	109.0303
$Q_{th} totale$ (J/kg)	155.2240				
$Q_{th} totale$ (J/mol)	2.776619				
$T_0 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$					
φ (Watt)	632.7518	266.5337	77.3479	9202.3336	10768.0805
φ_{total} (Watt)	20947.0474				
Q_{th} (J/kg)	13.4480	1.8882	0.5480	32.5964	114.4278

Chapitre IV : Procédure de Calcul du Boil-Off dans les conduites de transfert du GNL :
application aux lignes de transfert du Complexe de liquéfaction GL1/Z

$Q_{th\ totale} \text{ (J/kg)}$	162.9084				
$Q_{th\ totale} \text{ (J/mol)}$	2.914075				
$T_0 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$					
$\varphi \text{ (Watt)}$	662.5986	279.1060	80.9963	9636.4060	11276.0087
$\varphi_{total} \text{ (Watt)}$	21935.1157				
$Q_{th} \text{ (J/kg)}$	14.0823	1.9773	0.5738	34.1340	119.8254
$Q_{th\ totale} \text{ (J/kg)}$	170.5928				
$Q_{th\ totale} \text{ (J/mol)}$	3.051532				
$T_0 = 70 \text{ }^\circ\text{C}$					
$\varphi \text{ (Watt)}$	692.4454	291.6784	84.6448	10070.4783	11783.9371
$\varphi_{total} \text{ (Watt)}$	22923.1840				
$Q_{th} \text{ (J/kg)}$	14.7166	2.0664	0.5997	35.6716	125.2229
$Q_{th\ totale} \text{ (J/kg)}$	178.2772				
$Q_{th\ totale} \text{ (J/mol)}$	3.188988				
$T_0 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$					
$\varphi \text{ (Watt)}$	722.2922	304.2507	88.2933	10504.5506	12291.8654
$\varphi_{total} \text{ (Watt)}$	23911.2522				
$Q_{th} \text{ (J/kg)}$	15.3510	2.1554	0.6255	37.2091	130.6204
$Q_{th\ totale} \text{ (J/kg)}$	185.9615				
$Q_{th\ totale} \text{ (J/mol)}$	3.326444				

Nous obtenons, à l'aide d'un programme informatique développé sur *matlab7.0* les résultats suivants pour le tronçon de conduite le plus long (qui achemine du GNL du train 100 jusqu'au bac I-903) :

Tableau IV.6 : Résultats thermiques pour le tronçon de conduite le plus long.

	Conduite 8" (1)	Conduite 12" (2)	Conduite 14" (3)	Conduite 24" (3)	Conduite 20" (4)	Conduite 24" (5)	Conduite 24" (6)
$r_0 \text{ (m)}$	0.235140	0.302525	0.318400	0.455400	0.404600	0.455400	0.455400
$r_1 \text{ (m)}$	0.234540	0.301925	0.317800	0.454800	0.404000	0.454800	0.454800
$r_2 \text{ (m)}$	0.109540	0.161925	0.177800	0.304800	0.254000	0.304800	0.304800
$r_3 \text{ (m)}$	0.107660	0.159640	0.175410	0.301625	0.251230	0.301625	0.301625
Débit (m^3/s)	1 Q_{vGNL}	2 Q_{vGNL}	3 Q_{vGNL}	3 Q_{vGNL}	6 Q_{vGNL}	4 Q_{vGNL}	2 Q_{vGNL}

Chapitre IV : Procédure de Calcul du Boil-Off dans les conduites de transfert du GNL :
application aux lignes de transfert du Complexe de liquéfaction GL1/Z

	0.104917	0.209833	0.314750	0.314750	0.629500	0.419667	0.209833
Re	$1.401 \cdot 10^6$	$1.890 \cdot 10^6$	$2.579 \cdot 10^6$	$1.499 \cdot 10^6$	$3.601 \cdot 10^6$	$1.999 \cdot 10^6$	$0.999 \cdot 10^6$
Nu_D	$3.096 \cdot 10^3$	$3.933 \cdot 10^3$	$5.045 \cdot 10^3$	$3.015 \cdot 10^3$	$6.590 \cdot 10^3$	$4.116 \cdot 10^3$	$2.364 \cdot 10^3$
$h_{GNL} (W/m^2K)$	$2.746 \cdot 10^3$	$2.353 \cdot 10^3$	$2.747 \cdot 10^3$	$0.954 \cdot 10^3$	$2.505 \cdot 10^3$	$1.303 \cdot 10^3$	$7.48 \cdot 10^3$
Longueur (m)	98.615	80.468	79.489	1.000	137.946	84.899	202.614
$L_{totale} (m)$	685.031						
$R_{cond,A''}$	$0.027 \cdot 10^{-5}$	$0.026 \cdot 10^{-5}$	$0.025 \cdot 10^{-5}$	$1.398 \cdot 10^{-5}$	$0.011 \cdot 10^{-5}$	$0.016 \cdot 10^{-5}$	$0.007 \cdot 10^{-5}$
$R_{cond,C}$	$0.528 \cdot 10^{-1}$	$0.530 \cdot 10^{-1}$	$0.500 \cdot 10^{-1}$	$27.401 \cdot 10^{-1}$	$0.230 \cdot 10^{-1}$	$0.322 \cdot 10^{-1}$	$0.135 \cdot 10^{-1}$
$R_{cond,A}$	$0.186 \cdot 10^{-5}$	$0.187 \cdot 10^{-5}$	$0.181 \cdot 10^{-5}$	$11.110 \cdot 10^{-5}$	$0.084 \cdot 10^{-5}$	$0.131 \cdot 10^{-5}$	$0.055 \cdot 10^{-5}$
$R_{conv,GNL}$	$0.545 \cdot 10^{-5}$	$0.526 \cdot 10^{-5}$	$0.415 \cdot 10^{-5}$	$55.283 \cdot 10^{-5}$	$0.183 \cdot 10^{-5}$	$0.476 \cdot 10^{-5}$	$0.199 \cdot 10^{-5}$
$T_0 = 30^\circ C$							
φ (Watt)	3631.6523	3621.1221	3836.8600	70.0509	8334.1889	5947.5715	14194.0570
φ_{total} (Watt)	39635.5027						
Q_{th} (J/kg)	77.1840	38.4801	27.1818	0.4963	29.5213	31.6012	150.8343
$Q_{th} totale$ (J/kg)	355.2990						
$Q_{th} totale$ (J/mol)	6.355521						
$T_0 = 40^\circ C$							
φ (Watt)	3820.8009	3809.7222	4037.4263	73.6994	8768.2612	6257.3408	14933.3308
φ_{total} (Watt)	41700.5817						
Q_{th} (J/kg)	81.2040	40.4843	28.6027	0.5221	31.0589	33.2470	158.6901
$Q_{th} totale$ (J/kg)	373.8093						
$Q_{th} totale$ (J/mol)	6.686630						
$T_0 = 50^\circ C$							
φ (Watt)	4009.9495	3998.3223	4237.2989	77.3479	9202.3336	6567.1102	15672.6046
φ_{total} (Watt)	43764.9670						
Q_{th} (J/kg)	85.2241	42.4885	30.0187	0.5480	32.5964	34.8930	166.5461
$Q_{th} totale$ (J/kg)	392.3147						
$Q_{th} totale$ (J/mol)	7.017651						
$T_0 = 60^\circ C$							
φ (Watt)	4199.0980	4186.9224	4437.1715	80.9963	9636.4060	6876.8795	16411.8784
φ_{total} (Watt)	45829.3522						
Q_{th} (J/kg)	89.2441	44.4927	31.4346	0.5738	34.1340	36.5388	174.4020
$Q_{th} totale$ (J/kg)	410.8201						
$Q_{th} totale$ (J/mol)	7.348672						

$T_0 = 70\text{ }^\circ\text{C}$							
φ (Watt)	4388.2466	4375.5225	4637.0441	84.6448	10070.4783	7186.6489	17151.1522
φ_{total} (Watt)	47893.7374						
Q_{th} (J/kg)	93.2641	46.4968	32.8506	0.5997	35.6716	38.1847	182.2580
$Q_{th\ totale}$ (J/kg)	429.3255						
$Q_{th\ totale}$ (J/mol)	7.679694						
$T_0 = 80\text{ }^\circ\text{C}$							
φ (Watt)	4577.3951	4564.1227	4836.9167	88.2933	10504.5506	7496.4182	17890.4260
φ_{total} (Watt)	49958.1227						
Q_{th} (J/kg)	97.2841	48.5010	34.2666	0.6255	37.2091	39.8306	190.1140
$Q_{th\ totale}$ (J/kg)	447.8309						
$Q_{th\ totale}$ (J/mol)	8.010715						

IV.4. Calcul de la température de sortie et du taux de vapeur généré

Nous allons utiliser la procédure de calcul décrite dans III.3 de ce chapitre afin de déterminer les différentes propriétés thermodynamiques de l'état (1) et de l'état (2).

Nous obtenons, à l'aide de programmes informatiques développés sur *matlab7.0* les résultats suivants : (nous allons afficher certains résultats pour l'état (1), juste pour montrer quelques étapes de l'algorithme de calcul décrit dans II.3, ce que nous n'allons pas faire pour l'état (2) où nous nous intéresserons qu'aux résultats les plus importants qui sont la température T_1 et le taux de vapeur créé α_2)

Pour l'état (1), à la sortie des trains de production, nous avons les données suivantes :

- La pression : $P_1 = 5 \cdot 10^5 \text{ Pa}$
- La température : $T_1 = -162\text{ }^\circ\text{C} = 111.15 \text{ K}$
- La chaleur spécifique du GNL à pression constante, à l'état de gaz parfait :

$$c_p^* = 34.154859 \text{ (J/mol K)}$$

Tableau IV.7 : Résultats thermodynamiques de l'état (1).

	Van der Waals	Soave-Redlich-Kwong	Peng-Robinson	Patel-Teja
$v^L (m^3/mol)$	$5.339655 \cdot 10^{-5}$	$3.913636 \cdot 10^{-5}$	$3.471927 \cdot 10^{-5}$	$3.738210 \cdot 10^{-5}$
$v^v (m^3/mol)$	$1.436468 \cdot 10^{-3}$	$1.421507 \cdot 10^{-3}$	$1.414648 \cdot 10^{-3}$	$1.420343 \cdot 10^{-3}$
Z^L	0.028891	0.021175	0.018785	0.020226
Z^v	0.777224	0.769129	0.765419	0.768500
k_1 (Azote)	4.334833	4.293962	4.083326	5.034636
k_2 (Méthane)	0.220168	0.221271	0.229627	0.232877
k_3 (Ethane)	$3.984188 \cdot 10^{-4}$	$4.119570 \cdot 10^{-4}$	$4.969130 \cdot 10^{-4}$	$3.733620 \cdot 10^{-4}$
k_4 (Propane)	$3.602779 \cdot 10^{-6}$	$3.816084 \cdot 10^{-6}$	$5.202291 \cdot 10^{-6}$	$3.239343 \cdot 10^{-6}$
α_1	0	0	0	0
$(h_1 - h_1^*) (J/mol)$	$-9.562452 \cdot 10^3$	$-9.420903 \cdot 10^3$	$-9.169969 \cdot 10^3$	$-9.288598 \cdot 10^3$
h_1^* (J/mol)	3.796313	3.796313	3.796313	3.796313
h_1 (J/mol)	-5.660124	-5.624590	-5.373657	-5.492286

Pour l'état (2), à l'entrée des bacs de stockage, nous avons les données suivantes :

- La pression P_2 (Pa) du calcul hydrodynamique.
- La chaleur spécifique à pression constante, à l'état de gaz parfait c_p^* , à la température T_2 , va être calculée comme une moyenne des c_{pi}^* suivant les corrélations de l'annexe E.
- La différence d'enthalpie : $h_2 - h_1 = q = Q_p + Q_{th}$ (J/mol) des calculs thermiques et hydrodynamiques.

Nous allons faire un calcul itératif en fonction de la température T_2 ($T_2 = T_2 + \Delta T$ avec $\Delta T = 0.05$ °C) jusqu'à obtention de l'égalité entre la différence d'enthalpie et les entrées de chaleur entre les états (1) et (2), pour les deux tronçons de conduite (le plus court et le plus long) et différentes températures pour la paroi extérieure T_0 afin d'avoir des intervalles pour : le taux de vapeur généré, la température T_2 et la composition de chaque phase à l'arrivée.

Nous obtenons les résultats suivants pour le tronçon de conduite le plus court avec une pression de sortie $P_2 = 4.735897 \cdot 10^5$ Pa :

Chapitre IV : Procédure de Calcul du Boil-Off dans les conduites de transfert du GNL :
application aux lignes de transfert du Complexe de liquéfaction GL1/Z

Tableau IV.8 : Résultats thermodynamiques de l'état (2) pour le tronçon de conduite le plus court.

	Van der Waals	Soave-Redlich- Kwong	Peng-Robinson	Patel-Teja
$T_0 = 30\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 4.617465\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.25	111.25	111.25	111.25
α_2	0	0	0	0
$T_0 = 40\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 4.754922\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.25	111.25	111.25	111.25
α_2	0	0	0	0
$T_0 = 50\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 4.892378\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.25	111.25	111.25	111.25
α_2	0	0	0	0
$T_0 = 60\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 5.029835\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.30	111.25	111.30	111.25
α_2	0	0	0	0
$T_0 = 70\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 5.167291\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.30	111.25	111.30	111.25
α_2	0	0	0	0
$T_0 = 80\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 5.304747\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.30	111.25	111.30	111.30
α_2	0	0	0	0

Nous obtenons les résultats suivants pour le tronçon de conduite le plus long avec une pression de sortie $P_2 = 4.112139 \cdot 10^5\text{ Pa}$:

Tableau IV.9 : Résultats thermodynamiques de l'état (2) pour le tronçon de conduite le plus long.

	Van der Waals	Soave-Redlich- Kwong	Peng-Robinson	Patel-Teja
$T_0 = 30\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 10.821772\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.40	111.40	111.40	111.40
α_2	0	0	0	0
$T_0 = 40\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 11.152881\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.40	111.40	111.40	111.40
α_2	0	0	0	0

$T_0 = 50\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 11.483902\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.40	111.40	111.40	111.40
α_2	0	0	0	0
$T_0 = 60\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 11.814923\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.45	111.40	111.40	111.40
α_2	0	0	0	0
$T_0 = 70\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 12.145945\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.45	111.40	111.45	111.40
α_2	0	0	0	0
$T_0 = 80\text{ }^\circ\text{C}$, $h_2 - h_1 = 12.476966\text{ (J/mol)}$				
$T_2\text{ (K)}$	111.45	111.40	111.45	111.45
α_2	0	0	0	0

V. Conclusion

Les calculs montrent que les entrées thermiques sont limitées essentiellement par le calorifugeage (Mousse Polysocyanure) de conductivité thermique $k_c = 0.023\text{ Watt/mK}$.

Le fait que le liquide soit comprimé en fin de conduite ($P_2 \in [4.11, 4.74]\text{ bars}$), malgré une légère augmentation de la température (entre 0.10 et $0.30\text{ }^\circ\text{C}$), le taux de vapeur créé est nul, ce qui signifie que le régime d'écoulement dans les lignes de transfert de GNL du complexe GL1/Z reste liquide monophasique sans formation de vapeur appréciable, ce qui justifie les lois utilisées pour les calculs de pertes de charge.

A ce niveau, normalement, nous arrivons à la fin du travail qui nous a été demandé, cependant, la détente du liquide qui aura lieu lors du remplissage des réservoirs pourrait générer de la vapeur (Boil-Off) par phénomène de flash.

Le GNL sous pression arrive dans les bacs de stockage à une pression entre 4.11 et 4.74 bars , alors que la pression du GNL stocké au fond du réservoir est entre 1.31 bar pour un remplissage à 20% et 2.30 bars pour un remplissage à 90% . A ce niveau, Le GNL entrant dans les bacs se détend (flash) d'une manière isenthalpique entraînant ainsi une diminution de sa température et la possibilité qu'il y'ait une formation de vapeur. Ce phénomène est mieux décrit dans le diagramme pression, enthalpie (P, h), ci-dessous :

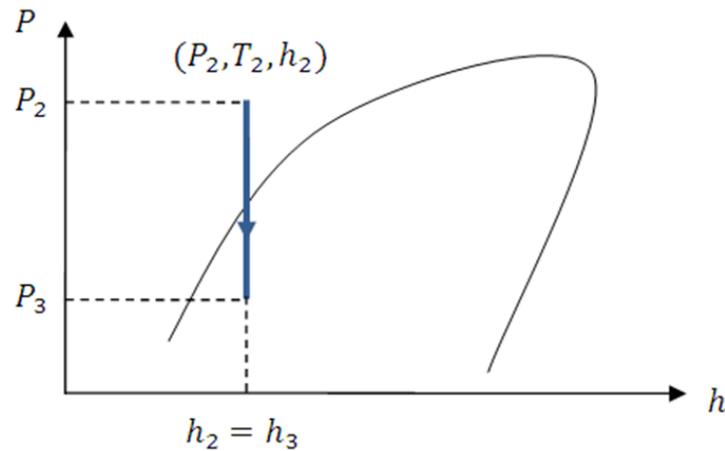


Figure IV.9 : Le Phénomène de flash à l'entrée du Bac de stockage

Il est possible de formaliser ce problème en utilisant les modèles des équations d'état et ainsi calculer le taux de vapeur créé dans le bac de stockage qui est due au transfert de GNL.

Pour ce faire nous avons à l'état (2) : la pression P_2 , la température T_2 et l'enthalpie h_2 (fin de la conduite de transfert, GNL est à un état liquide comprimé). A l'état (3) l'entrée du bac de stockage nous avons la pression au fond du réservoir P_3 et l'enthalpie $h_3 = h_2$.

Pour l'état (3), à $(P_3, h_3 = h_2)$, la procédure de calcul est similaire à la procédure de calcul pour l'état (2) décrite dans III.3 du présent chapitre, sauf que nous devons décrémente la température T_3 qu'on pose initialement égale à T_2 jusqu'à obtention de l'égalité entre les enthalpies h_3 et h_2 des états (3) et (2) respectivement.

Nous avons les données suivantes :

- La pression $P_3 \in [1.3124 \cdot 10^5, 2.3010 \cdot 10^5]$ (Pa)
- La chaleur spécifique à pression constante, à l'état de gaz parfait c_p^* , à la température T_3 , va être calculée comme une moyenne des c_{pi}^* suivant les corrélations de l'annexe C.
- La différence d'enthalpie : $h_3 = h_2 = h_1 + q$

Nous allons faire un calcul itératif en fonction de la température T_3 ($T_3 = T_3 - \Delta T$ avec $\Delta T = 0.05$ °C) jusqu'à obtention de l'égalité entre les enthalpies des états (3) et (2), pour les deux tronçons de conduite (le plus court et le plus long) :

Nous obtenons, à l'aide d'un programme informatique développé sur *matlab7.0* les résultats suivants pour l'équation de Patel et Teja :

- Pour le tronçon de conduite le plus court avec une pression de fin de conduite (arrivée bac) $P_2 = 4.7359 \cdot 10^5 Pa$ et une pression au fond du bac $P_3 = 1.3124 \cdot 10^5 Pa$ (20 % de remplissage) :
 - $T_3 = 111.05 K$
 - $\alpha_3 = 0.001487$
- Pour le tronçon de conduite le plus court avec une pression de fin de conduite (arrivée bac) $P_2 = 4.7359 \cdot 10^5 Pa$ et une pression au fond du bac $P_3 = 2.3010 \cdot 10^5 Pa$ (90 % de remplissage) :
 - $T_3 = 111.25 K$
 - $\alpha_3 = 0$
- Pour le tronçon de conduite le plus long avec une pression de fin de conduite (arrivée bac) $P_2 = 4.1121 \cdot 10^5 Pa$ et une pression au fond du bac $P_3 = 1.3124 \cdot 10^5 Pa$ (20 % de remplissage) :
 - $T_3 = 111.10 K$
 - $\alpha_3 = 0.002125$
- Pour le tronçon de conduite le plus long avec une pression de fin de conduite (arrivée bac) $P_2 = 4.1121 \cdot 10^5 Pa$ et une pression au fond du bac $P_3 = 2.3010 \cdot 10^5 Pa$ (90 % de remplissage) :
 - $T_3 = 111.40 K$
 - $\alpha_3 = 0$

Nous pouvons conclure qu'un flash peut se produire au niveau de l'entrée du bac de stockage entraînant ainsi génération de vapeur lorsque le niveau de stockage est bas. Selon nos calculs, cette situation peut se produire lorsque le réservoir est rempli à 20 % de sa hauteur qui est la limite inférieure admissible au sein du GL1/Z ; nous avons obtenu un Boil-Off compris entre 0.15 et 0.21 % pour ce niveau de remplissage.

Conclusion générale

Le principal objectif de cette étude est de présenter une procédure de calcul du Boil-Off produit dans les lignes de transfert du GNL reliant les unités de production aux réservoirs de stockage. Grâce au stage effectué au sein du complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z, nous avons pu mieux situer notre problématique afin d'expérimenter notre procédure sur un cas concret. Le but est ainsi de réaliser des estimations que se rapprocheraient le plus possible de la réalité industrielle.

Les difficultés majeures rencontrées pendant cette étude concernent essentiellement l'aspect thermodynamique avec le calcul des équilibres dans des mélanges à plusieurs composants, mais aussi de gérer au mieux les données théoriques et pratiques afin de réaliser cette étude avec une certaine cohérence en faisant les hypothèses adéquates ; ainsi, par exemple, l'hypothèse d'un écoulement liquide monophasique du GNL à travers les lignes de transfert du GL1/Z a été vérifiée par l'obtention d'un taux de vapeur nul en fins de conduites.

Le transfert thermique est limité par la conductivité thermique ($k_C = 0.023 \text{ Watt/m K}$) et l'épaisseur du calorifugeage ainsi que l'importance des débits de GNL transférés ; de sorte que l'énergie thermique additionnée aux pertes d'énergie mécanique par frottement n'augmentent que très modérément l'enthalpie et la température (de l'ordre de 0.10 à 0.30°C) du GNL.

La pression en fin de conduite reste encore assez élevée pour maintenir le GNL à un état de liquide comprimé, de cette façon, il ne se produit pas de Boil-Off dans les lignes de transfert ; ce qui a été vérifié par les calculs.

Cependant, le fait d'avoir des pressions aussi importantes en fin de conduite peut entraîner l'apparition d'un phénomène de flash à l'entrée du GNL dans les réservoirs, sachant que ces derniers sont remplis par le bas. Le cas le plus favorable à la formation de Boil-Off est celui d'un faible niveau de remplissage du réservoir.

Ces résultats sont conformes aux informations recueillies auprès des opérateurs du GL1/Z pour lesquels la situation la plus délicate demeure celle du remplissage, pendant laquelle il faut veiller à ce que le Boil-Off produit soit évacué normalement afin de ne pas entraîner de surpression au dessus de la limite admissible.

La question d'un grand intérêt dans ce contexte est de minimiser la production de Boil-Off en limitant la compression du GNL. En d'autres termes, n'est-il pas plus optimum d'arriver au réservoir avec une pression effective juste égale à la hauteur hydrostatique correspondant à 32 mètre de GNL afin d'éviter la production de Boil-Off par le phénomène de flash. Une recherche complémentaire devrait pouvoir répondre à cette question.

Références Bibliographiques

- [1] Chabrelie M. F., 2006, « *Le GNL : une commodité en devenir* », Panorama 2006, Institut National du Pétrole, France.
- [2] Petit P., 1994, « *Liquéfaction du gaz naturel* », Edition technique de l'ingénieur, J3601.
- [3] Documentations du complexe de liquéfaction du Gaz Naturel GL1/Z.
- [4] 1991, « *FORMATION INGENIEUR* », support de cours des ingénieurs de l'entreprise SONATRACH
- [5] <http://www.ac-nancy-metz.fr/enseign/physique/PHYS/Term/Mecaflu/Poly-mecaflu.htm>, cours en ligne en mécanique des fluides.
- [6] Incropera F. P., Dewitt D. P., 1996, « *Fundamentals of Heat and Mass Transfer* », Edition John Willey & Sons, USA.
- [7] Capderou M., 1985, « *Atlas Solaire de l'Algérie Tome2* », Office de publications universitaires, Alger.
- [8] Vidal J., 1997, « *Thermique : application au génie chimique et à l'industrie pétrolière* », Edition TECHNIP, France.
- [9] Ait-Ali M. A., 1979, « *Optimal Mixed Refrigerant liquefaction of natural gaz* », These de doctorat, Stanford.
- [10] Bonnin J., 1990, « *Écoulement des fluides dans les tuyauteries* », Edition technique de l'ingénieur, A738.
- [11] Joulié R., 1998, « *Mécanique des fluides appliquée* », Edition ellipses, France.

Annexes

Listes des annexes :

Annexe A : Les épaisseurs des conduites en acier inoxydable du GL1/Z

Annexe B : Coefficients de pertes de charge singulières

Annexe C : Calculs des propriétés du GNL

Annexe A : Les épaisseurs des conduites en acier inoxydable du GL1/Z

NOTE 1—The decimal thickness listed for the respective pipe sizes represents their nominal or average wall dimensions.

NPS Designator	Outside Diameter		Nominal Wall Thickness							
	in.	mm	Schedule 5S [^]		Schedule 10S [^]		Schedule 40S		Schedule 80S	
			in.	mm	in.	mm	in.	mm	in.	mm
1/8	0.405	10.29	0.049	1.24	0.068	1.73	0.095	2.41
1/4	0.540	13.72	0.065	1.65	0.088	2.24	0.119	3.02
3/8	0.675	17.15	0.065	1.65	0.091	2.31	0.126	3.20
1/2	0.840	21.34	0.065	1.65	0.083	2.11	0.109	2.77	0.147	3.73
3/4	1.050	26.67	0.065	1.65	0.083	2.11	0.113	2.87	0.154	3.91
1.0	1.315	33.40	0.065	1.65	0.109	2.77	0.133	3.38	0.179	4.55
1 1/4	1.660	42.16	0.065	1.65	0.109	2.77	0.140	3.56	0.191	4.85
1 1/2	1.900	48.26	0.065	1.65	0.109	2.77	0.145	3.68	0.200	5.08
2	2.375	60.33	0.065	1.65	0.109	2.77	0.154	3.91	0.218	5.54
2 1/2	2.875	73.03	0.083	2.11	0.120	3.05	0.203	5.16	0.276	7.01
3	3.500	88.90	0.083	2.11	0.120	3.05	0.216	5.49	0.300	7.62
3 1/2	4.000	101.60	0.083	2.11	0.120	3.05	0.226	5.74	0.318	8.08
4	4.500	114.30	0.083	2.11	0.120	3.05	0.237	6.02	0.337	8.56
5	5.563	141.30	0.109	2.77	0.134	3.40	0.258	6.55	0.375	9.52
6	6.625	168.28	0.109	2.77	0.134	3.40	0.280	7.11	0.432	10.97
8	8.625	219.08	0.109	2.77	0.148	3.76	0.322	8.18	0.500	12.70
10	10.750	273.05	0.134	3.40	0.165	4.19	0.365	9.27	0.500 ^B	12.70 ^B
12	12.750	323.85	0.156	3.96	0.180	4.57	0.375 ^B	9.52 ^B	0.500 ^B	12.70 ^B
14	14.000	355.60	0.156	3.96	0.188 ^B	4.78 ^B
16	16.000	406.40	0.165	4.19	0.188 ^B	4.78 ^B
18	18.000	457.20	0.165	4.19	0.188 ^B	4.78 ^B

Caractéristiques des conduites en acier inoxydable A312

Annexe B : Coefficients de pertes de charge singulières

Dans cette Annexe nous allons montrer les principaux coefficients de pertes de charge utilisés dans cette étude tel que :

$$\Delta P_s = K \frac{\rho v^2}{2}$$

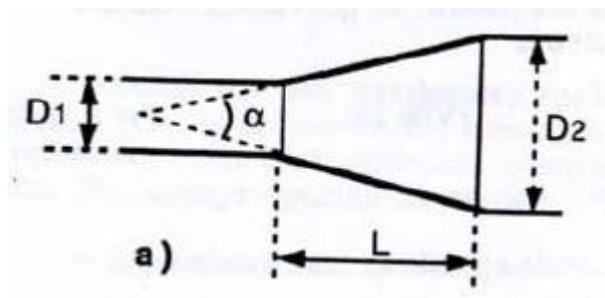
Avec :

ΔP_s est la perte de charge singulière (Pa), K est le coefficient de perte de charge singulière, ρ est la masse volumique (kg/m^3) et v est la vitesse moyenne de l'écoulement (m/s)

Les différents coefficients de pertes de charge singulières : [11]

Les différents coefficients de pertes de charge décrits dans cette annexe sont tirés du livre :

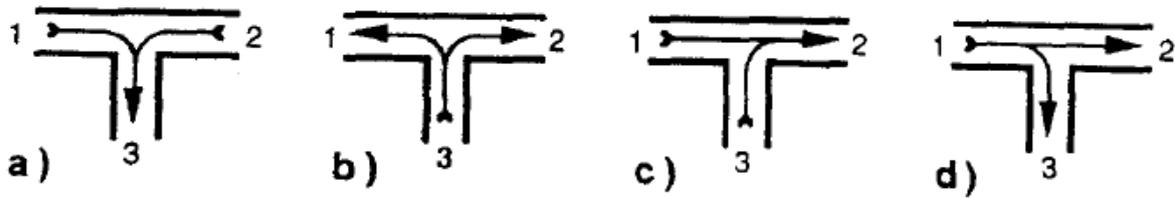
- Diffuseur précédé et suivi d'une conduite cylindrique rectiligne :



$$K = 0.46 Re^{-0.06} \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^{0.5}$$

Tel que : S est la section droite de la conduite

- Jonction entre deux conduites :



a) Confluent symétrique :

$$K_{13} = 2 + 3 \left[\left(\frac{Q_{v1}}{Q_{v3}} \right)^2 - \frac{Q_{v1}}{Q_{v3}} \right]$$

$$K_{23} = 2 + 3 \left[\left(\frac{Q_{v2}}{Q_{v3}} \right)^2 - \frac{Q_{v2}}{Q_{v3}} \right]$$

b) Séparation symétrique :

$$K_{31} = 1 + 0.3 \left(\frac{Q_{v1}}{Q_{v3}} \right)^2$$

$$K_{32} = 1 + 0.3 \left(\frac{Q_{v2}}{Q_{v3}} \right)^2$$

c) Confluent Latéral :

$$K_{12} = 2 \frac{Q_{v3}}{Q_{v2}} - \left(\frac{Q_{v3}}{Q_{v2}} \right)^2$$

$$K_{32} = 0.6 \left[-1 + 5 \left(\frac{Q_{v3}}{Q_{v2}} \right) - 2 \left(\frac{Q_{v3}}{Q_{v2}} \right)^2 \right]$$

d) Branchement Latéral :

$$K_{13} = 1 + \left(\frac{Q_{v3}}{Q_{v1}} \right)^2$$

$$K_{12} = 0.4 \left(\frac{Q_{v3}}{Q_{v1}} \right)^2$$

- Les principales singularités :

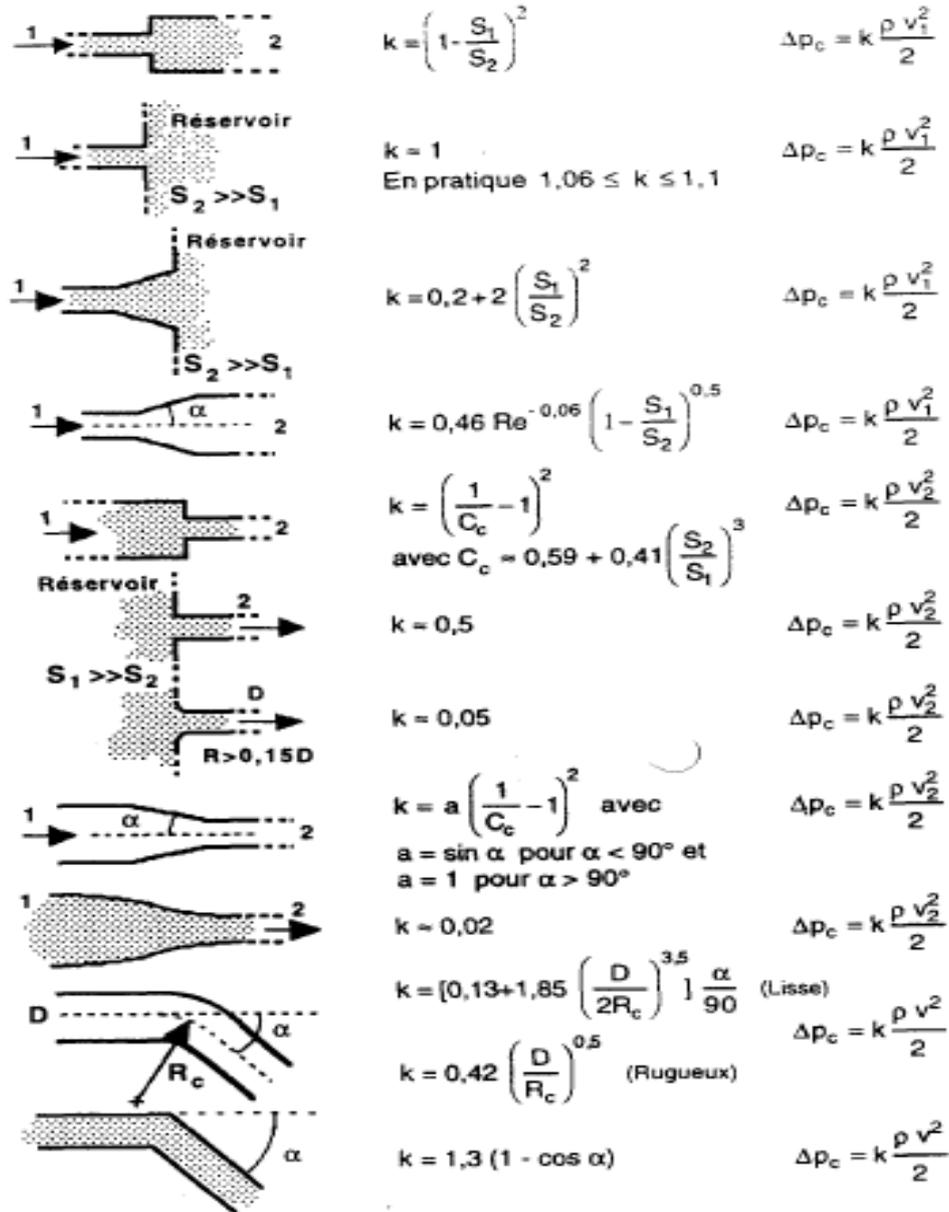


Figure 1 [11]

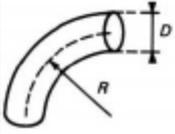
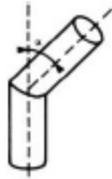
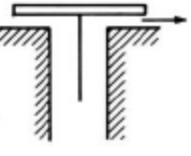
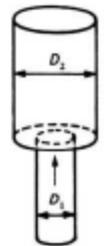
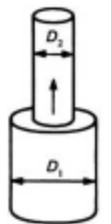
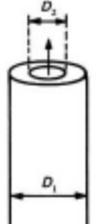
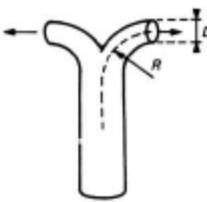
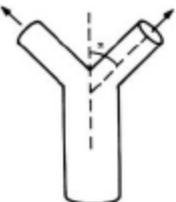
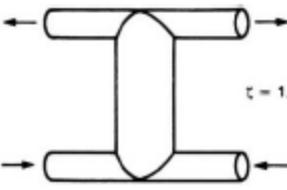
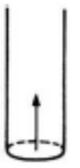
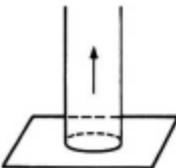
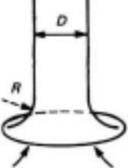
Tableau 7 – Pertes de charges singulières pour des conduites de section circulaire																																								
 <table border="1" data-bbox="486 369 598 515"> <thead> <tr> <th>$\frac{R}{D}$</th> <th>ζ</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>0,5</td><td>0,90</td></tr> <tr><td>0,75</td><td>0,45</td></tr> <tr><td>1,0</td><td>0,35</td></tr> <tr><td>1,5</td><td>0,25</td></tr> <tr><td>2</td><td>0,20</td></tr> </tbody> </table> <p>Coude arrondi (angle droit)</p>	$\frac{R}{D}$	ζ	0,5	0,90	0,75	0,45	1,0	0,35	1,5	0,25	2	0,20	 <table border="1" data-bbox="758 369 837 515"> <thead> <tr> <th>α</th> <th>ζ</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>15°</td><td>0,1</td></tr> <tr><td>30°</td><td>0,2</td></tr> <tr><td>45°</td><td>0,5</td></tr> <tr><td>60°</td><td>0,7</td></tr> <tr><td>90°</td><td>1,3</td></tr> </tbody> </table> <p>Coude à angle vif</p>	α	ζ	15°	0,1	30°	0,2	45°	0,5	60°	0,7	90°	1,3	 <p>$\zeta = 0,2 \text{ à } 0,3$</p> <p>Coude muni de directrices (angle droit)</p>	 <p>$\zeta = 2$</p> <p>Soupape</p>													
$\frac{R}{D}$	ζ																																							
0,5	0,90																																							
0,75	0,45																																							
1,0	0,35																																							
1,5	0,25																																							
2	0,20																																							
α	ζ																																							
15°	0,1																																							
30°	0,2																																							
45°	0,5																																							
60°	0,7																																							
90°	1,3																																							
 <table border="1" data-bbox="438 694 550 840"> <thead> <tr> <th>$\frac{D_1}{D_2}$</th> <th>ζ</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>0,1</td><td>1,0</td></tr> <tr><td>0,2</td><td>0,9</td></tr> <tr><td>0,4</td><td>0,7</td></tr> <tr><td>0,6</td><td>0,4</td></tr> <tr><td>0,8</td><td>0,2</td></tr> </tbody> </table> <p>$\zeta = 1$</p> <p>Élargissement brusque</p>	$\frac{D_1}{D_2}$	ζ	0,1	1,0	0,2	0,9	0,4	0,7	0,6	0,4	0,8	0,2	 <table border="1" data-bbox="837 694 949 840"> <thead> <tr> <th>$\frac{D_2}{D_1}$</th> <th>ζ</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>0,1</td><td>0,6</td></tr> <tr><td>0,2</td><td>0,5</td></tr> <tr><td>0,4</td><td>0,4</td></tr> <tr><td>0,6</td><td>0,3</td></tr> <tr><td>0,8</td><td>0,2</td></tr> </tbody> </table> <p>Rétrécissement brusque</p>	$\frac{D_2}{D_1}$	ζ	0,1	0,6	0,2	0,5	0,4	0,4	0,6	0,3	0,8	0,2	 <table border="1" data-bbox="1173 694 1284 840"> <thead> <tr> <th>$\frac{D_2}{D_1}$</th> <th>ζ</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>0,1</td><td>2,55</td></tr> <tr><td>0,2</td><td>2,55</td></tr> <tr><td>0,4</td><td>2,3</td></tr> <tr><td>0,6</td><td>2,3</td></tr> <tr><td>0,8</td><td>1,9</td></tr> <tr><td>0,9</td><td>1,5</td></tr> </tbody> </table> <p>Diaphragme mince et élargissement brusque</p>	$\frac{D_2}{D_1}$	ζ	0,1	2,55	0,2	2,55	0,4	2,3	0,6	2,3	0,8	1,9	0,9	1,5
$\frac{D_1}{D_2}$	ζ																																							
0,1	1,0																																							
0,2	0,9																																							
0,4	0,7																																							
0,6	0,4																																							
0,8	0,2																																							
$\frac{D_2}{D_1}$	ζ																																							
0,1	0,6																																							
0,2	0,5																																							
0,4	0,4																																							
0,6	0,3																																							
0,8	0,2																																							
$\frac{D_2}{D_1}$	ζ																																							
0,1	2,55																																							
0,2	2,55																																							
0,4	2,3																																							
0,6	2,3																																							
0,8	1,9																																							
0,9	1,5																																							
 <table border="1" data-bbox="486 1019 566 1187"> <thead> <tr> <th>α</th> <th>ζ_2</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>15°</td><td>0,1</td></tr> <tr><td>30°</td><td>0,3</td></tr> <tr><td>45°</td><td>0,5</td></tr> <tr><td>60°</td><td>0,7</td></tr> <tr><td>90°</td><td>1,3</td></tr> </tbody> </table> <p>$\zeta_1 = 0$</p> <p>Dérivation latérale</p>	α	ζ_2	15°	0,1	30°	0,3	45°	0,5	60°	0,7	90°	1,3	 <table border="1" data-bbox="837 1041 949 1187"> <thead> <tr> <th>$\frac{R}{D}$</th> <th>ζ</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>0,5</td><td>1,2</td></tr> <tr><td>0,75</td><td>0,6</td></tr> <tr><td>1</td><td>0,4</td></tr> <tr><td>1,5</td><td>0,25</td></tr> <tr><td>2,0</td><td>0,2</td></tr> </tbody> </table> <p>Bifurcation arrondie (angle droit)</p>	$\frac{R}{D}$	ζ	0,5	1,2	0,75	0,6	1	0,4	1,5	0,25	2,0	0,2	 <table border="1" data-bbox="1204 1041 1300 1187"> <thead> <tr> <th>α</th> <th>ζ</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>15°</td><td>0,1</td></tr> <tr><td>30°</td><td>0,3</td></tr> <tr><td>45°</td><td>0,7</td></tr> <tr><td>60°</td><td>1,0</td></tr> <tr><td>90°</td><td>1,4</td></tr> </tbody> </table> <p>Bifurcation à bords vifs</p>	α	ζ	15°	0,1	30°	0,3	45°	0,7	60°	1,0	90°	1,4		
α	ζ_2																																							
15°	0,1																																							
30°	0,3																																							
45°	0,5																																							
60°	0,7																																							
90°	1,3																																							
$\frac{R}{D}$	ζ																																							
0,5	1,2																																							
0,75	0,6																																							
1	0,4																																							
1,5	0,25																																							
2,0	0,2																																							
α	ζ																																							
15°	0,1																																							
30°	0,3																																							
45°	0,7																																							
60°	1,0																																							
90°	1,4																																							
 <p>$\zeta = 1,4$</p> <p>Double T</p>	 <p>Droite $\zeta = 0,9$</p>	 <p>En paroi $\zeta = 0,5$</p>	 <table border="1" data-bbox="1189 1344 1300 1444"> <thead> <tr> <th>$\frac{R}{D}$</th> <th>ζ</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>0,2</td><td>0,2</td></tr> <tr><td>0,5</td><td>0,1</td></tr> <tr><td>0,8</td><td>0,05</td></tr> </tbody> </table> <p>A entrée profilée</p> <p>Pièces d'aspiration</p>	$\frac{R}{D}$	ζ	0,2	0,2	0,5	0,1	0,8	0,05																													
$\frac{R}{D}$	ζ																																							
0,2	0,2																																							
0,5	0,1																																							
0,8	0,05																																							

Figure 2 [10]

Annexe C : Calculs des propriétés du GNL

Les propriétés de l'azote, de Méthane, de l'éthane, et du Propane : à l'état liquide, à -162°C

les propriétés sont : la masse volumique, la viscosité, la conductivité thermique et le cp.

Voici un exemple illustratif de la manière dont les résultats sont exposés. Il s'agit de corrélations issues de la base de données DIPPR et l'outil utilisé est le logiciel SIMULIS Thermodynamics (un simulateur de Procédés chimique), un des produits de la société ProSim ; Pour toutes les propriétés recherchée le logiciel nous donne l'expression de la corrélation et ces paramètres ainsi que la valeur de la propriété à la température désirée pour chacun des quatre constituant demandé.

Exemple :

The screenshot shows the 'Editeur de constituant' window for Nitrogen. The main panel displays the chemical structure and name 'NITROGENE'. A table lists properties and their values. A callout points to the name 'NITROGENE'. Another callout points to the unit 'kg/m3'. A third callout points to the correlation formula
$$Y = \frac{A}{B \left(1 + \frac{T - T_{min}}{T_{max} - T_{min}} \right)^D}$$
. A fourth callout points to the value '811,817 kg/m3' at '-162 °C'. A fifth callout points to the temperature range '63,15 K' to '126,2 K'. A sixth callout points to the coefficients 'Coef A' through 'Coef E'.

Propriétés	Valeur
Chaleur spécifique s...	
Chaleur spécifique liq...	
Chaleur spécifique g...	
Pression de vapeur s...	
Enthalpie de vaporisa...	
Conductivité thermiqu...	
Conductivité thermiqu...	
Conductivité thermiqu...	
Viscosité liquide	
Viscosité gaz	
Masse volumique soli...	
Masse volumique liqu...	
Corrélation	Formulation n°...
Tmin	63,15 K
TMax	126,2 K
Coef A	3,20910
Coef B	0,286100
Coef C	126,200
Coef D	0,296600
Coef E	0,00000

La masse volumique liquide :

1/ L'azote :

Constituant
 Nom : NITROGENE
 ID : {F8F1BC09-4A60-4250-AD9D-AADA00E5F325}
 ID original : 905
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Propriétés	Valeur
Chaleur spécifique s...	
Chaleur spécifique liq...	
Chaleur spécifique g...	
Pression de vapeur s...	
Enthalpie de vaporisa...	
Conductivité thermiqu...	
Conductivité thermiqu...	
Conductivité thermiqu...	
Viscosité liquide	
Viscosité gaz	
Masse volumique soli...	
Masse volumique liqu...	
Corrélation	Formulation n°...
TMin	63,15 K
TMax	126,2 K
Coef A	3,20910
Coef B	0,286100
Coef C	126,200
Coef D	0,296600
Coef E	0,00000

Y = $\frac{A}{B \left(1 - \frac{T}{C}\right)^D}$

L'unité de Y est : kmol/m3

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-210 °C	-146,95 °C	2
Température	Propriété	
-162 °C	611,617 kg/m3	

2/ Le méthane :

Constituant
 Nom : METHANE
 ID : {06D7B226-BB1C-44E1-9839-6A6D82527527}
 ID original : 1
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Propriétés	Valeur
Chaleur spécifique s...	
Chaleur spécifique liq...	
Chaleur spécifique g...	
Pression de vapeur s...	
Enthalpie de vaporisa...	
Conductivité thermiqu...	
Conductivité thermiqu...	
Conductivité thermiqu...	
Viscosité liquide	
Viscosité gaz	
Masse volumique soli...	
Masse volumique liqu...	
Corrélation	Formulation n°...
TMin	90,69 K
TMax	190,56 K
Coef A	2,92140
Coef B	0,289760
Coef C	190,560
Coef D	0,288810
Coef E	0,00000

Y = $\frac{A}{B \left(1 - \frac{T}{C}\right)^D}$

L'unité de Y est : kmol/m3

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-182,46 °C	-82,59 °C	2
Température	Propriété	
-162 °C	423,275 kg/m3	

3/ L'éthane :

Constituant
 Nom : ETHANE
 ID : {EC006340-758B-4F1D-A9BF-DECF11B00A8}
 ID original : 2
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Propriétés	Valeur
Corrélation	Formulation n°...
TMin	90,35 K
TMax	305,32 K
Coef A	1,91220
Coef B	0,279370
Coef C	305,320
Coef D	0,291870
Coef E	0,00000

Y = $\frac{A}{1 + \left(\frac{T}{C}\right)^D}$

L'unité de Y est : kmol/m3

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-182,8 °C	32,17 °C	20

Température : -162 °C
 Propriété : 629,164 kg/m3

4/ le propane :

Constituant
 Nom : PROPANE
 ID : {2A701862-2CBB-45DA-AD4B-603C2C98924E}
 ID original : 3
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Propriétés	Valeur
Corrélation	Formulation n°...
TMin	85,47 K
TMax	369,83 K
Coef A	1,37570
Coef B	0,274530
Coef C	369,830
Coef D	0,293590
Coef E	0,00000

Y = $\frac{A}{1 + \left(\frac{T}{C}\right)^D}$

L'unité de Y est : kmol/m3

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-187,68 °C	96,68 °C	20

Température : -162 °C
 Propriété : 707,649 kg/m3

La viscosité liquide :

1/ L'azote :

Propriétés	Valeur
Interaction, réaction phas...	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes ...	
Chaleur spécifique s...	
Chaleur spécifique liq...	
Chaleur spécifique g...	
Pression de vapeur s...	
Enthalpie de vaporisa...	
Conductivité thermiqu...	
Conductivité thermiqu...	
Conductivité thermiqu...	
Viscosité liquide	
Corrélation	Formulation n°...
TMin	63,15 K
TMax	124 K
Coef A	16,0040
Coef B	-181,610
Coef C	-5,15510
Coef D	0,00000
Coef E	0,00000

The right panel shows the equation: $\ln(Y) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T^E$. The unit of Y is Pa.s. The 'Outils graphiques' section shows TMin: -210 °C, TMax: -149,15 °C, and a selected temperature of -162 °C with a property value of 4,94287E-005 Pa.s.

2/ Le méthane :

Propriétés	Valeur
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes ...	
Chaleur spécifique s...	
Chaleur spécifique liq...	
Chaleur spécifique g...	
Pression de vapeur s...	
Enthalpie de vaporisa...	
Conductivité thermiqu...	
Conductivité thermiqu...	
Conductivité thermiqu...	
Viscosité liquide	
Corrélation	Formulation n°...
TMin	90,69 K
TMax	188 K
Coef A	-6,15720
Coef B	178,150
Coef C	-0,952390
Coef D	-9,06060E-024
Coef E	10,0000
Coef F	0,00000

The right panel shows the equation: $\ln(Y) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T^E$. The unit of Y is Pa.s. The 'Outils graphiques' section shows TMin: -182,46 °C, TMax: -85,15 °C, and a selected temperature of -162 °C with a property value of 1,18143E-004 Pa.s.

3/ L'éthane :

Editeur de constituant

Constituant

Nom : ETHANE
 ID : {EC006340-758B-4F1D-A9BF-DECF11B00A8}
 ID original : 2
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précedent Suivant

Propriétés Valeur

Propriétés utilisateur

Propriétés dépendantes ...

- Chaleur spécifique s...
- Chaleur spécifique liq...
- Chaleur spécifique g...
- Pression de vapeur s...
- Enthalpie de vaporisa...
- Conductivité thermiqu...
- Conductivité thermiqu...
- Conductivité thermiqu...
- Viscosité liquide
 - Corrélation Formulation n°...
 - TMin 90,35 K
 - TMax 300 K
 - Coef A -7,00460
 - Coef B 276,380
 - Coef C -0,608700
 - Coef D -3,11080E-018
 - Coef E 7,00000
 - Coef F 0,00000

Complète

Massique °C Pa.s

$$\ln(Y) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T^E$$

L'unité de Y est : Pa.s

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-182,8 °C	26,85 °C	20

Température Propriété

-162 °C	6,19737E-004 Pa.s
---------	-------------------

Copier Imprimer Rafraîchir Régression

OK Annuler

4/ le propane :

Editeur de constituant

Constituant

Nom : PROPANE
 ID : {2A701862-2CBB-45DA-AD4B-603C2C98924E}
 ID original : 3
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précedent Suivant

Propriétés Valeur

Propriétés utilisateur

Propriétés dépendantes ...

- Chaleur spécifique s...
- Chaleur spécifique liq...
- Chaleur spécifique g...
- Pression de vapeur s...
- Enthalpie de vaporisa...
- Conductivité thermiqu...
- Conductivité thermiqu...
- Conductivité thermiqu...
- Viscosité liquide
 - Corrélation Formulation n°...
 - TMin 85,47 K
 - TMax 360 K
 - Coef A -17,1560
 - Coef B 646,250
 - Coef C 1,11010
 - Coef D -7,34390E-011
 - Coef E 4,00000
 - Coef F 0,00000

Complète

Massique °C Pa.s

$$\ln(Y) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T^E$$

L'unité de Y est : Pa.s

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-187,68 °C	86,85 °C	20

Température Propriété

-162 °C	2,19089E-003 Pa.s
---------	-------------------

Copier Imprimer Rafraîchir Régression

OK Annuler

La conductivité thermique liquide :

1/ L'azote :

Editeur de constituant

Constituant

Nom : NITROGEN
ID : {F8F1BC09-4A60-4250-AD9D-AADA00E5F325}
ID original : 905
Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précédent Suivant

Propriétés Valeur

Propriété	Valeur
Interaction, réaction phase gaz	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes de la te...	
Chaleur spécifique solide	
Chaleur spécifique liquide	
Chaleur spécifique gaz parfait	
Pression de vapeur saturante	
Enthalpie de vaporisation	
Conductivité thermique solide	
Conductivité thermique liquide	
Corrélation	Formulatio...
TMin	63,15 K
TMax	124 K
Coef A	0,265400
Coef B	-1,67700E...
Coef C	0,00000
Coef D	0,00000
Coef E	0,00000
Coef F	0,00000
Conductivité thermique gaz	

Y = A + B * T + C * T² + D * T³ + E * T⁴

L'unité de Y est : W/mK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-210 °C	-149,15 °C	20

Température Propriété

-162 °C 7,90015E-002 W/mK

Copier Imprimer Ratраichir Régression

OK Annuler

2/ Le méthane :

Editeur de constituant

Constituant

Nom : METHANE
ID : {06D7B226-BB1C-44E1-9839-6A6D82527527}
ID original : 1
Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précédent Suivant

Propriétés Valeur

Propriété	Valeur
Interaction, réaction phase gaz	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes de la te...	
Chaleur spécifique solide	
Chaleur spécifique liquide	
Chaleur spécifique gaz parfait	
Pression de vapeur saturante	
Enthalpie de vaporisation	
Conductivité thermique solide	
Conductivité thermique liquide	
Corrélation	Formulatio...
TMin	90,69 K
TMax	180 K
Coef A	0,417680
Coef B	-2,45280E...
Coef C	3,55880E...
Coef D	0,00000
Coef E	0,00000
Coef F	0,00000
Conductivité thermique gaz	

Y = A + B * T + C * T² + D * T³ + E * T⁴

L'unité de Y est : W/mK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-182,46 °C	-93,15 °C	20

Température Propriété

-162 °C 0,189018 W/mK

Copier Imprimer Ratраichir Régression

OK Annuler

3/ L'éthane :

Editeur de constituant

Constituant

Nom : ETHANE
 ID : {EC006340-758B-4F1D-A9BF-DECF11B00A8}
 ID original : 2
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précédent Suivant

Propriétés Valeur

- Interaction, réaction phase gaz
- Propriétés utilisateur
- Propriétés dépendantes de la te...
 - Chaleur spécifique solide
 - Chaleur spécifique liquide
 - Chaleur spécifique gaz parfait
 - Pression de vapeur saturante
 - Enthalpie de vaporisation
 - Conductivité thermique solide
 - Conductivité thermique liquide
 - Corrélation Formulatio...
 - TMin 90,35 K
 - TMax 300 K
 - Coef A 0,357580
 - Coef B -1,14580E...
 - Coef C 6,18660E...
 - Coef D 0,00000
 - Coef E 0,00000
 - Coef F 0,00000
 - Conductivité thermique gaz

Complète

Massique °C W/mK

$$Y = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

L'unité de Y est : W/mK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-182,8 °C	26,85 °C	20

Température Propriété

-162 °C	0,237867 W/mK
---------	---------------

Copier Imprimer Ratraichir Régression

OK Annuler

4/ le propane :

Editeur de constituant

Constituant

Nom : PROPANE
 ID : {2A701862-2CBB-45DA-AD4B-603C2C98924E}
 ID original : 3
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précédent Suivant

Propriétés Valeur

- Interaction, réaction phase gaz
- Propriétés utilisateur
- Propriétés dépendantes de la te...
 - Chaleur spécifique solide
 - Chaleur spécifique liquide
 - Chaleur spécifique gaz parfait
 - Pression de vapeur saturante
 - Enthalpie de vaporisation
 - Conductivité thermique solide
 - Conductivité thermique liquide
 - Corrélation Formulatio...
 - TMin 85,47 K
 - TMax 350 K
 - Coef A 0,267550
 - Coef B -6,64570E...
 - Coef C 2,77400E...
 - Coef D 0,00000
 - Coef E 0,00000
 - Coef F 0,00000
 - Conductivité thermique gaz

Complète

Massique °C W/mK

$$Y = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

L'unité de Y est : W/mK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-187,68 °C	76,85 °C	20

Température Propriété

-162 °C	0,197110 W/mK
---------	---------------

Copier Imprimer Ratraichir Régression

OK Annuler

La chaleur spécifique à pression constante :

1/ L'azote :

Constituant
Nom : NITROGEN
 ID : {F8F1BC09-4A60-4250-AD9D-AADA00E5F325}
 ID original : 905
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Propriétés	Valeur
Identification	
Atomique	
Changement de phase	
Combustion, sécurité, toxi...	
Phase condensée	
Thermo-chimique	
Interaction, réaction phase...	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes d...	
Chaleur spécifique soli...	
Chaleur spécifique liqui...	
Corrélation	Formulation n° 100
TMin	63,15 K
TMax	112 K
Coef A	281970
Coef B	-12281,0
Coef C	248,000
Coef D	-2,21820
Chaleur spécifique ga...	
Pression de vapeur sa...	

Equation: $Y = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$

L'unité de Y est : J/molK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin: -210 °C, TMax: -161,15 °C, Points: 20

Température: -162 °C, Propriété: 78,0383 J/molK

2/ Le méthane :

Constituant
Nom : METHANE
 ID : {06D7B226-BB1C-44E1-9839-6A6D82527527}
 ID original : 1
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Propriétés	Valeur
Identification	
Atomique	
Changement de phase	
Combustion, sécurité, toxi...	
Phase condensée	
Thermo-chimique	
Interaction, réaction phase...	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes d...	
Chaleur spécifique soli...	
Chaleur spécifique liqui...	
Corrélation	Formulation n° 114
TMin	90,69 K
TMax	190 K
Coef A	65,7080
Coef B	38883,0
Coef C	-257,950
Coef D	614,070
Chaleur spécifique ga...	
Pression de vapeur sa...	

Equation: $Y = \frac{A^2}{1-T_r} + B - 2 \cdot A \cdot C \cdot (1-T_r) - A \cdot D \cdot (1-T_r)^2 - \frac{C^2}{3} \cdot (1-T_r)^3 - \frac{C \cdot D}{2} \cdot (1-T_r)^4 - \frac{D^2}{5} \cdot (1-T_r)^5$

avec T_r : température réduite = T / T_c

L'unité de Y est : J/molK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin: -182,46 °C, TMax: -83,15 °C, Points: 20

Température: -162 °C, Propriété: 56,1985 J/molK

3/ L'éthane :

Editeur de constituant

Constituant

Nom : **ETHANE**
 ID : {EC006340-758B-4F1D-A9BF-DECF11B00A8}
 ID original : 2
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précédent Suivant

Propriétés	Valeur
Identification	
Atomique	
Changement de phase	
Combustion, sécurité, toxi...	
Phase condensée	
Thermo-chimique	
Interaction, réaction phase...	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes d...	
Chaleur spécifique soli...	
Chaleur spécifique liqu...	
Corrélation	Formulation n° 114
TMin	92 K
TMax	290 K
Coef A	44,0090
Coef B	89718,0
Coef C	918,770
Coef D	-1886,00
Chaleur spécifique ga...	
Pression de vapeur sa...	

Molaire °C J/molK

$$Y = \frac{A^2}{1 - T_r} + B - 2 \cdot A \cdot C \cdot (1 - T_r) - A \cdot D \cdot (1 - T_r)^2 - \frac{C^2}{3} \cdot (1 - T_r)^3 - \frac{C \cdot D}{2} \cdot (1 - T_r)^4 - \frac{D^2}{5} \cdot (1 - T_r)^5$$

avec Tr: température réduite = T / T_c

L'unité de Y est : J/molK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-181,15 °C	16,85 °C	2

Température Propriété

-162 °C	70,2469 J/molK
---------	----------------

Copier Imprimer Rafraichir Régression

OK Annuler

4/ le propane :

Editeur de constituant

Constituant

Nom : **PROPAINE**
 ID : {2A701862-2CBB-45DA-AD4B-603C2C98924E}
 ID original : 3
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précédent Suivant

Propriétés	Valeur
Identification	
Atomique	
Changement de phase	
Combustion, sécurité, toxi...	
Phase condensée	
Thermo-chimique	
Interaction, réaction phase...	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes d...	
Chaleur spécifique soli...	
Chaleur spécifique liqu...	
Corrélation	Formulation n° 114
TMin	85,47 K
TMax	360 K
Coef A	62,9830
Coef B	113630
Coef C	633,210
Coef D	-873,460
Chaleur spécifique ga...	
Pression de vapeur sa...	

Molaire °C J/molK

$$Y = \frac{A^2}{1 - T_r} + B - 2 \cdot A \cdot C \cdot (1 - T_r) - A \cdot D \cdot (1 - T_r)^2 - \frac{C^2}{3} \cdot (1 - T_r)^3 - \frac{C \cdot D}{2} \cdot (1 - T_r)^4 - \frac{D^2}{5} \cdot (1 - T_r)^5$$

avec Tr: température réduite = T / T_c

L'unité de Y est : J/molK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
-187,68 °C	86,85 °C	20

Température Propriété

-162 °C	85,3353 J/molK
---------	----------------

Copier Imprimer Rafraichir Régression

OK Annuler

La chaleur spécifique des constituants du GNL, à l'état de gaz parfait, à -162°C

Editeur de constituant

Constituant
 Nom : **NITROGEN**
 ID : {02711FCD-635C-4BDC-9A5B-578B93020D2C}
 ID original : 905
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précédent Suivant

Propriétés	Valeur
Identification	
Atomique	
Changement de phase	
Combustion, sécurité, toxicité	
Phase condensée	
Thermo-chimique	
Interaction, réaction phase gaz	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes de la température	
Chaleur spécifique solide	
Chaleur spécifique liquide	
Chaleur spécifique gaz parfait	
Corrélation	Formulation n° 107
TMin	50 K
TMax	1500 K
Coef A	29105,0
Coef B	8614,90
Coef C	1701,60
Coef D	103,470
Coef E	909,790
Coef F	0,00000
Pression de vapeur saturante	
Enthalpie de vaporisation	
Conductivité thermique solide	

Molaire °C J/molK

$$Y = A + B \cdot \left(\frac{C}{T} \right)^2 + D \cdot \left(\frac{E}{T} \right)^2$$

L'unité de Y est : J/molK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
223,15 °C	1226,85 °C	20

Température Propriété

-162 °C 29,1050 J/molK

Copier Imprimer Rafraîchir Régression

OK Annuler

Editeur de constituant

Constituant
 Nom : **METHANE**
 ID : {8F3B749A-EC9F-44B2-A114-4E1D39EE7E5E}
 ID original : 1
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précédent Suivant

Propriétés	Valeur
Phase condensée	
Thermo-chimique	
Interaction, réaction phase gaz	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes de la température	
Chaleur spécifique solide	
Chaleur spécifique liquide	
Chaleur spécifique gaz parfait	
Corrélation	Formulation n° 107
TMin	50 K
TMax	1500 K
Coef A	33298,0
Coef B	79933,0
Coef C	2086,90
Coef D	41602,0
Coef E	991,960
Coef F	0,00000
Pression de vapeur saturante	
Enthalpie de vaporisation	
Conductivité thermique solide	
Conductivité thermique liquide	
Conductivité thermique gaz	
Viscosité liquide	
Viscosité gaz	

Molaire °C J/molK

$$Y = A + B \cdot \left(\frac{C}{T} \right)^2 + D \cdot \left(\frac{E}{T} \right)^2$$

L'unité de Y est : J/molK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin	TMax	Points
223,15 °C	1226,85 °C	20

Température Propriété

-162 °C 33,2982 J/molK

Copier Imprimer Rafraîchir Régression

OK Annuler

Annexe C : Calculs des propriétés du GNL

Editeur de constituant

Constituant
Nom : ETHANE
 ID : {39360D1D-82ED-4DE3-B614-E080E0F729B}
 ID original : 2
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précédent Suivant

Propriétés	Valeur
Identification	
Atomique	
Changement de phase	
Combustion, sécurité, toxicité	
Phase condensée	
Thermo-chimique	
Interaction, réaction phase gaz	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes de la température	
Chaleur spécifique solide	
Chaleur spécifique liquide	
Chaleur spécifique gaz parfait	
Corrélation	Formulation n° 107
TMin	200 K
TMax	1500 K
Coef A	40326,0
Coef B	134220
Coef C	1655,50
Coef D	73223,0
Coef E	752,870
Coef F	0,00000
Pression de vapeur saturante	
Enthalpie de vaporisation	
Conductivité thermique solide	

Molaire °C J/molK

$$Y = A + B \cdot \left(\frac{C}{T} \right)^2 + D \cdot \left(\frac{E}{T} \right)^2$$

L'unité de Y est : J/molK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin TMax Points
 -73,15 °C 1226,85 °C 20

Température Propriété
 -162 °C 40,3436 J/molK

Copier Imprimer Ratachir Régession

OK Annuler

Editeur de constituant

Constituant
Nom : PROPANE
 ID : {F1D40040-4BDA-406A-91ED-1BD9B05C90BE}
 ID original : 3
 Emplacement original : Component Plus sources\Component Plus tables\Standard

Précédent Suivant

Propriétés	Valeur
Identification	
Atomique	
Changement de phase	
Combustion, sécurité, toxicité	
Phase condensée	
Thermo-chimique	
Interaction, réaction phase gaz	
Propriétés utilisateur	
Propriétés dépendantes de la température	
Chaleur spécifique solide	
Chaleur spécifique liquide	
Chaleur spécifique gaz parfait	
Corrélation	Formulation n° 107
TMin	200 K
TMax	1500 K
Coef A	51920,0
Coef B	192450
Coef C	1626,50
Coef D	116800
Coef E	723,600
Coef F	0,00000
Pression de vapeur saturante	
Enthalpie de vaporisation	
Conductivité thermique solide	

Molaire °C J/molK

$$Y = A + B \cdot \left(\frac{C}{T} \right)^2 + D \cdot \left(\frac{E}{T} \right)^2$$

L'unité de Y est : J/molK

Graphique Grille Formulation

Outils graphiques

TMin TMax Points
 -73,15 °C 1226,85 °C 20

Température Propriété
 -162 °C 51,9639 J/molK

Copier Imprimer Ratachir Régession

OK Annuler