

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Ecole Nationale Polytechnique
Département de Génie Chimique

*MEMOIRE DE
POST-GRADUATION SPECIALISEE
« Economie de l'Energie, Maîtrise et Applications »*

Intitulé :

**AUDIT ENERGETIQUE ET MAÎTRISE DE LA
CONSOMMATION**

C7 00013

Présenté par : BADJI YAZID
&
SERIDI A/HALIM

Soutenu le 25 Novembre 2008 devant la commission d'examen :

Président: Pr C.E. Chitour

Examineur : Pr. R. Derriche ;

Rapporteur : Pr. Benyoussef El Hadi

Invité : (APRUE)

PGS0608

Audit énergétique et maîtrise de la consommation

ملخص: إنَّ العمل المنجز يهدف إلى التحكم في استهلاك الطاقة باستعمال معاينة دقيقة فيما يخص استعمالها وفي هذا الإطار قمنا بدراسة تشغيل و تحسين مردود دية توربين بخاري بواسطة دورة توريق و بالتالي تحسين الفاعلية الطاقية للمنشأة. جزء من العمل المنجز عبارة عن مدخل لمعاينة طاقية تدخل ضمن إستراتيجية الفاعلية الطاقية (مما يعني التحكم في الاستهلاك).

إذن، لقد بدأنا بدراسة التشغيل الحالي للتوربين، و بالضبط حساب المردود. بعد ذلك، قمنا بتطوير حساب مردود الدارة، ولكن هذه المرة بإدخال توريق، حتى يمكن مقارنة الحالتين. بعد الدراسة، قمنا باقتراح الأجهزة اللازمة لتشغيل المحطة في وضعها الجديد مع تقييم الاستثمار. إن الاقتصاد في حجم غاز الاحتراق، و في نفس الوقت نقادي انبعاث ما يعادله من غاز ثاني أكسيد الكربون، يخدم من جهة الاقتصاد، و من جهة أخرى البيئة؛ و أيضا أهمية وجود شخص مهمته معاينة إمكانيات اقتصاد الطاقة (معاين طاقة) في أي وحدة صناعية يؤدي بشكل بديهي إلي النجاعة (الفاعلية) الاقتصادية القصوى الممكنة.

كلمات رئيسية : معاينة و معاين طاقة، دورة توريق، الفاعلية الطاقية، اقتصاد استهلاك غاز الاحتراق، انبعاث غاز ثاني أكسيد الكربون.

RESUME

Notre travail consiste en l'étude du fonctionnement et l'amélioration du rendement d'une turbine à vapeur par un cycle de soutirage et par conséquent l'amélioration de l'efficacité énergétique de l'installation.

Une partie du travail porte sur l'introduction de l'audite énergétique dans le cadre d'une stratégie d'efficacité énergétique (maîtrise de la consommation)

Donc, nous avons commencé par l'étude du fonctionnement actuel de la turbine, à savoir, le calcul du rendement. Ensuite, nous avons développé le calcul du rendement de la boucle mais cette fois ci avec soutirage pour passer à une comparaison des deux cas.

Après ce calcul, nous nous sommes proposé les équipements à mettre en place, pour lesquels nous avons fait une évaluation de l'investissement. Economiser en volume de gaz combustible tout en évitant l'émission son équivalent en CO₂ sert doublement et l'économie et l'environnement ; aussi l'importance de disposer d'une personne s'occupant des possibilités d'économie d'énergie (auditeur énergétique) dans n'importe quel unité industrielle ira dans l'évidence des choses pour final arriver à une meilleur économie d'énergie

Mots-clés : Audite et auditeur énergétique, Cycle de soutirage, efficacité énergétique, économie la consommation du gaz combustible, émission du CO₂.

ABSTRACT

The present work consists of the study of operation and the improvement of the output of a steam turbine by a cycle of racking and consequently the improvement of the energy efficiency of the installation.

Part of the work concerns the introduction of audited energetic within the framework of a strategy of energy efficiency (control of consumption) Therefore, we began with the study of the current operation of the turbine, namely, the calculation of the output. Then, we developed the calculation of the output of the loop but this time with racking to pass to a comparison of the two cases. After this calculation, we proposed the equipment to be set up, for which we made an evaluation of the investment. To save in volume of fuel gas while avoiding the emission its equivalent out of CO₂ is doubly used for and the economy and the environment; also the importance to have a person dealing with the possibilities of energy saving (energy listener) in any production facility will go in the obviousness of the things for final arriving at an optimal energy efficiency.

Key words: Audited and energy listener, Cycle of racking, energy efficiency, combustible gas consumption economy, emission of CO₂.

Nomenclature

Symbole :	description
Composant organique :	
C1 :	Méthane
C2:	Ethane
C3:	Propane
iC4	I-Butane
nC4:	n-Butane
iC5:	i-Pentane
nC5 :	n-Pentane
nC6 :	n-Hexane
nC7 :	n-Heptane
C8+:	Octane et plus
GN :	Gaz naturel
GPL :	Gaz pétrole liquéfié
GND :	Gaz naturel décarbonaté
MEA :	Monoethanolamine
HPR :	Réfrigérant a haute pression (réfrigérante high pressure)
LPR :	Réfrigérant a basse pression (réfrigérante low pressure)
MCR :	Réfrigérant a composants multiples (multiple component réfrigérante)
GNL :	Gaz naturel liquéfié
GNT:	Gaz naturel traite
FGBP:	Fuel gaz base pression
FGHP :	Fuel gaz haute pression

Equipements

5P/6P	Unité de production (liquéfaction)
(C201)	Compresseur cryogénique
(E201 A/F)	Condenseur du MCR
(E202 A/H):	Echangeur cryogénique
D 206 A/B	Ballon de flash
P 208 A/B	Pompe de GNL
D202 A/B	Ballon de séparation.
P202 A/B	Pompe
D201	A/B Ballon
P	211 Pompe
D209	Ballon
CT201X	Groupe turbo compresseur
C202	Turbo compresseur fuel gaz
D115	Ballon
JT	Vanne de joule Thomson
TAV	Turbine a vapeur
Cond	Condenseur
Reb	Rebouilleur
p.al	Pompe alimentaire
Ch	Chaudière
T.	Utilités Les trois turbines (TP+TV+TC)
TP	Turbo pompe
TV	Turbo ventilateur
TC	Turbo compresseur (XC202)

Nomenclature

Paramètres thermodynamiques

U	Énergie interne
Pe	Énergie potentiel
\dot{Q}	Puissance calorifique
We	Travail
h	Enthalpie
V	Vitesse
COP	Coefficient de performance
T	Température
S	Entropie
X	Titre
P	Pression
λ	Coefficient d'excès d'air
M	Masse molaire
Mt	Masse total
PCI	Pouvoir calorifique inferieur.
\dot{E}	Puissance
\dot{m}	Débit massique
Cp	Chaleur spécifique
hg	Enthalpie a l'état vapeur saturée
hf	Enthalpie a l'état eau saturée
η_{mot}	Rendement moteur
η_{th}	Rendement thermique

Divers

CV	Control volume
CEM	Compagnie électromécanique
PED	Process equipment diagram
VAN	valeur actuel nette
DR	Duré de récupération
PFD	Process Flow Diagram

Sommaire

Titres	Page
INTRODUCTION	
CHAPITRE 1 : AUDIT ENERGETIQUE :	
I.1. Méthodologie	2
I.2. Conduite du diagnostic	2
I.2.1 Collecte des données et examen sur place	5
I.2.2 Analyse et évaluation du potentiel d'économies d'énergie	6
I.2.3 Conclusions et préconisations, plan directeur énergie	7
I.3. Actions au niveau du procédé	8
I.3.1 Choix des matières premières	8
I.3.2 Séparation liquide - solide	8
I.4. Actions au niveau des bâtiments	9
I.4.1 Rappel sommaire des principes de base	9
I.4.2 Renouvellements d'air dans les locaux industriels	10
I.4.3 Maîtrise de l'énergie dans les bâtiments de grande hauteur	11
I.4.4 Chauffages localisés	13
I.4.5 Récupération sur les rejets thermiques	13
I.5. Actions au niveau de l'industrie pétrochimique	15
I.5.1 l'électricité	15
I.5.2 l'isolation thermique	16
I.5.3 vannes et brides	16
I.5.4 exemple de perte par purgeurs	16
I.5.5 cas d'étude	17
I.6. Procédure de l'audit énergétique	29
I.7. Type de mesures d'économie- Temps de mise en oeuvre	20
I.8. Gestion centralisée de l'énergie	21
I.9. Gestion de l'énergie dans l'industrie	22
1.9.1 Définition	22
1.9.2 Objectif	22
1.9.3 Moyens :	22
1.9.4 Règles de base de la gestion de l'énergie dans l'industrie	22
1.9.5 Compétences demandées au gestionnaire d'énergie	23
1.9.6 Différents moyens d'économie d'énergie	23
1.9.7 Intégration de la gestion de l'énergie dans l'industrie	24
CHAPITRE 2 : HISTORIQUE ET DESCRIPTION DU COMPLEXE :	
2.1 : Historique du complexe de liquéfaction GL1/K de Skikda :	25
2.2 : Fiche technique du complexe :	26
2.2.1 : Localisation et données climatiques:	26
2.2.2 : Rôle du complexe:	
27	
2.2.3 : Caractéristiques techniques :	27
2.2.4 : Capacité et production :	28
2.3 : Description des unités de liquéfaction et leurs procédés :	29
2.3.1 : Section traitement gaz :	29
2.3.2 : Section liquéfaction et fractionnement :	30
2.3.3 : Section utilité :	33
2.3.4 : Section de Stockage et expédition :	33
2.3.5 : Unité GPL :	33

Sommaire

CHAPITRE 3 : ÉTUDE TECHNIQUE ET THERMODYNAMIQUE DU CIRCUIT PRICO :	
3.1 : Introduction :	34
3.2 : Les cycles de réfrigération :	34
3.3 : Description de la section cryogénique de PRICO :	34
3.3.1 : Circuit MCR :	35
3.3.2 : Circuit du gaz :	37
3.4 : Paramètres de fonctionnement :	38
3.5 : Calcul thermodynamique :	38
3.5.1 : Équations générales :	38
3.5.2 : Calcul du coefficient de performance :	38
3.6 : Conclusion :	39
CHAPITRE 4: ETUDE TECHNOLOGIQUE DE L'INSTALLATION A VAPEUR. :	
4.1 : Généralité :	41
4.1.1 : Principe : le cycle de Rankine Hirn :	41
4.1.2 : Principaux équipements de la centrale :	43
4.2 : Établissement du bilan massique et énergétique du cycle à vapeur :	47
4.2.1 : Détermination des besoins vapeur :	47
4.2.2 : La combustion :	48
4.2.3 : Calcul de la puissance introduite par le combustible :	52
4.2.4 : Vérification du débit vapeur traversant la chaudière :	54
4.2.5 : Vérification du débit de la turbine à vapeur(TAV) :	57
4.2.6 : Vérification du débit vapeur de la turbine à vapeur(TC) :	57
4.3 : Calcul thermodynamique de l'installation :	58
4.3.1 : Les paramètres thermodynamiques dans les différents points de l'installation :	58
4.3.2 : Étude théorique du circuit à vapeur :	58
4.3.3 : Application numérique :	61
4.3.4 : L'efficacité thermique du cycle :	63
4.5 : Conclusion :	64
CHAPITRE 5 : ETUDE TECHNOLOGIQUE D'UN PROJET D'AMÉLIORATION PAR DES SOUTIRAGES :	
5.1 : Introduction :	66
5.2 : Étude technique des réchauffeurs :	67
5.2.1 : Généralités :	67
5.2.2 : Appareils d'échange de chaleur :	67
5.2.3 : Description technique de l'échangeur faisceau - calandre :	67
5.2.4 : Étude du transfert de chaleur :	68
5.2.5 : Recommandation sur le choix des paramètres de l'échangeur :	71
5.2.6 : Calcul de l'échangeur de chaleur :	72
5.3 : Établissement du bilan massique énergétique de l'installation avec soutirage :	74
5.3.1 : Calcul de la masse du combustible participante dans la combustion :	74
5.3.2 : la combustion :	76
5.4 : Calcul thermodynamique de l'installation à vapeur avec soutirage :	79
5.4.1 : Les paramètres thermodynamiques dans les différents points de l'installation :	79
5.4.2 : la puissance de la turbine a vapeur avec soutirage :	79

Sommaire

5.4.3 : La puissance des principaux équipements de l'installation :	81
5.4.4 : L'efficacité thermique du cycle :	83
5.5 : Conclusion :	84
CHAPITRE 6 : ETUDE TECHNICO-ECONOMIQUE	
6.1 : Introduction :	86
6.2 : La méthode d'estimation des projets énergétiques :	86
6.2.1 : Estimation des investissements :	86
6.2.2 : Achat des équipements :	87
6.2.3: Amortissements :	88
6.3 : Les critères de la rentabilité :	88
6.3.1 : La valeur actuelle nette (VAN) :	88
6.3.2 : Le délai de récupération :	88
6.4 : Calcul économique :	89
6.4.1 : Les dépenses :	89
6.4.2 : Le gain :	90
6.5 : Calcul des critères de rentabilité :	90
6.5.1 : Calcul du VAN :	90
6.5.2 : Calcul du DR (durée de récupération) :	91
CONCLUSION GENERALE	92

Tableau :

Tableau. 2.1 : Composition du GN Algérien :

Tableau. 2.2 : Production annuelle du GN :

Tableau. 3.1 : Paramètres normal de fonctionnement du procédé PRICO :

Tableau. 4.1 : Consommateurs VM :

Tableau. 4.2 : Consommateurs VS :

Tableau. 4.3 : Composition du mélange combustible :

Tableau. 4.4 : Débit total du mélange :

Tableau. 4.5 : Composition des fumées :

Tableau. 4.6 : Composition du GN dans le combustible :

Tableau. 4.7 : Composition du FGBP dans le combustible :

Tableau. 4.8 : Composition du FGHP dans le combustible :

Tableau. 4.9 : Les paramètres dans les différents points de l'installation sans soutirage :

Tableau. 5.1.1 : Caractéristique des fluides pour le premier réchauffeur :

Tableau. 5.1.2 : Caractéristique des fluides pour le deuxième réchauffeur :

Tableau. 5.2 : Les performances des réchauffeurs :

Tableau. 5.3 : Dimensionnement des réchauffeurs. :

Tableau. 5.4 : Débit total du mélange après amélioration :

Tableau. 5.5 : Composition des fumées après amélioration :

Tableau. 5.6 : Différents points de l'installation après amélioration :

Tableau. 5.7 : Comparaison entre l'installation sans soutirage et avec soutirage :

Tableau. 6.1 : Coût d'investissement :

Figure :

Fig. 1.1: Déroulement d'ensemble d'un diagnostic type

Fig. 1.2 . Maitrise de l'énergie dans les batiments de grandes hauteurs

Fig. 2. 1 : Composition du GN Algérien.

Fig. 2. 2 : Production annuelle du GNL.

Fig. 2. 3 : Circuit PRICO

Fig. 3. 1 : section cryogénique

Fig. 4. 1 : Cycle de Rankine Hirn

Fig. 4. 2 : Circuit de l'eau dans la chaudière

Fig. 4. 3 : Variation d'enthalpie dans la Chaudière

Fig. 4. 4 : Circuit vapeur de l'installation sans soutirage.

Fig. 5. 1 : Cycle de rankine hirne avec double soutirage

Fig. 5.2 : Variations d'enthalpie dans la chaudière de l'installation avec soutirage

Fig. .5.3 : turbine à vapeur avec soutirage

Fig. 5. 4 : Circuit à vapeur avec soutirage.

Introduction

INTRODUCTION

La question d'économie d'énergie prend de plus en plus d'importance dans le secteur industriel. Cet intérêt grandissant est attribuable à de nombreux facteurs, notamment l'augmentation des coûts de l'énergie au cours des dernières années, l'instabilité du prix de l'énergie, la déréglementation des marchés de l'énergie (baril du pétrole à 150 \$ US été 2008) et la ratification du Protocole de Kyoto, en vertu duquel l'Algérie a convenu de réduire ses émissions de gaz à effet de serre de 6 % sous les niveaux de 1990 au cours de la première période d'engagement (2008-2012).

Dans bien des secteurs industriels, le coût de l'énergie peut représenter une proportion importante des coûts de production. De plus, dans certains secteurs, la concurrence est féroce et les marges de profit sont faibles. L'audit énergétique peut représenter l'un des meilleurs moyens pour permettre à une entreprise d'accroître ses marges bénéficiaires puisque même les procédés industriels considérés comme les plus efficaces consomment plus d'énergie que nécessaire. Il est généralement possible de réaliser des économies d'énergie de l'ordre de 15 à 30 % et ce, de manière rentable. Il existe donc de multiples opportunités pour aider les entreprises à repérer leurs inefficacités en matière de consommation d'énergie et donc, de réduire leur facture énergétique et leurs impacts environnementaux.

Il y a de nombreux outils, méthodes et approches qui visent à améliorer l'économie d'énergie, et l'audit énergétique en fait parti.

Le fait que l'Algérie soit un pays producteur de pétrole et de gaz, ne justifie en rien le gaspillage énergétique que connaît presque la totalité des procédés industriels. Il suffit de se comporter en pays importateurs d'énergie, pour mieux apprécier sa valeur et mettre en exergue toute opportunité d'amélioration de l'économie d'énergie.

L'activité AVAL de Sonatrach représentée par le complexe GL1K de Skikda ne fait pas l'exception au gaspillage d'énergie. Plusieurs audits ont été réalisés sur ce site pour apporter des actions de correction et d'amélioration tel que le courant de compensation, l'étanchéité des fuites des brides, l'amélioration des calorifugeages, maintenance préventive des machines etc...

Notre travail consiste à développer le concept de l'audit énergétique et établir un audit énergétique de l'unité 5P du complexe GL1K Skikda par une étude de comparaison du rendement d'une centrale à vapeur existante sans soutirage et une centrale à vapeur avec deux soutirages, qui réchauffe l'eau d'alimentation du générateur de vapeur par l'installation de deux réchauffeurs dimensionnés pour cette effet.



Chapitre

1

AUDIT ENERGETIQUE

A large, black, T-shaped graphic element is positioned below the title. It consists of a horizontal line that spans most of the width of the page, with a vertical line extending downwards from the center of the horizontal line.

AUDIT ENEGETIQUE

1.1. MÉTHODOLOGIE

L'approche de la meilleure solution du problème de maîtrise de l'énergie est toujours à faire par deux voies.

Un diagnostic approfondi : en s'appuyant sur une analyse précise des flux d'énergie, il met en évidence les pertes, et dresse la liste des améliorations possibles, avec étude de leurs faisabilités technique et économique. Ce diagnostic nécessite souvent des mesures ponctuelles. Il doit aussi présenter un plan pour la mise en œuvre de moyens de mesure et de comptage permanent permettant au personnel de réaliser par la suite le suivi de l'installation, et d'en détecter les dysfonctionnements. Ce diagnostic a pour but la mise au point d'un plan d'économie d'énergie, classant les propositions faites en deux catégories :

- modifications ne mettant en œuvre que des investissements faibles ou nuls
- modifications impliquant des investissements importants

Il doit évaluer l'incidence de ces modifications sur le bilan énergétique global de l'établissement sans omettre la prise en compte des interactions entre les diverses modifications préconisées. Il est suivi des phases de réalisation pour les modifications retenues (fig. 1).

La mise en œuvre de mesures de sensibilisation, de formation et d'incitation du personnel aux économies d'énergie.

1.2. CONDUITE DU DIAGNOSTIC

Le diagnostic se déroule en trois étapes :

- étape 1 : collecte des données, examen des installations, évaluation des consommations d'énergie, campagnes de mesures nécessaires pour confirmer les calculs ou les estimations;
- étape 2 : analyse du suivi des consommations et des modes d'exploitation, évaluation des pertes énergétiques, pré-études des modifications possibles;
- étape 3 : proposition d'un programme d'actions cohérentes classées dans un plan direct

1.2.1 Étape 1 : collecte des données et examen sur place

Il convient de procéder d'abord à un examen global puis détaillé des installations et des consommations, l'examen de détail perfectionnant progressivement la connaissance globale.

1.2.1.1 Visite préliminaire.

Le diagnostic commence par une visite préliminaire au cours de laquelle l'expert (extérieur ou faisant partie de la société) s'entretient avec les principaux responsables de l'établissement pour leur expliquer les buts de l'étude et la méthode employée, lister les informations nécessaires et les moyens matériels qui devront être mis à sa disposition.

Il recueille dès ce stade, un certain nombre de données générales (production en nature et en volume, rythme des activités, principales consommations de matières et d'énergie, organisation générale de la production) ainsi que les données économiques nécessaires (prix des énergies, critères de rentabilité, perspectives d'évolution de l'établissement, etc.). Il s'informe également des contraintes particulières à l'établissement.

Dans le cas d'un établissement complexe et gros consommateur, l'usine met en place une structure assurant le suivi de l'étude, nomination d'un responsable interne (qui est le responsable énergie ou son adjoint direct), composition de groupes de travail et de réflexion, destinataires des notes d'état d'avancement et du rapport final. Des instructions, de préférence écrites, doivent préciser comment le responsable interne pourra intervenir auprès des services intéressés pour obtenir leur collaboration, services de production, d'entretien, comptable, financier, etc.

L'expert effectue alors une visite des installations pour les examiner et recueillir des informations complémentaires sur leur état, et pour indiquer aux responsables de l'usine les aménagements qui devront être éventuellement effectués pour permettre la réalisation de mesures physiques. Un programme de travail précis est alors établi en accord avec les responsables de l'usine pour la suite des opérations, tenant compte en particulier des délais nécessaires à l'installation des appareils de mesure.

L'expert remet avant son départ :

des documents de collecte d'informations qu'il appartiendra à l'usine de compléter, et une liste des relevés complémentaires à établir, pour améliorer la connaissance des performances, qui seront généralement effectués :

- par les services de l'usine dans le cas d'établissements gros consommateurs,
- par l'expert lui-même dans le cas d'établissements petits ou moyens consommateurs,
- le programme d'installation des appareils permettant la campagne de mesures.

1.2.1.2 Examen sur place.

Cet examen commence dans un délai pouvant être de l'ordre de un mois à compter de la visite préliminaire. La campagne de mesures physiques est programmée de façon à recueillir, en priorité, les données nécessaires à l'établissement de bilans détaillés portant à la fois sur les matières et l'énergie en mettant en évidence des ratios significatifs. Ces bilans sont effectués à plusieurs niveaux

- Au niveau global de l'usine ;
- Au niveau de chacun des ateliers, unités ou lignes de fabrication;
- Au niveau de chacun des systèmes ou réseaux énergétiques (système vapeur, électricité, eau, air comprimé, etc.) ;
- Au niveau des équipements les plus consommateurs.

Lorsque les mesures mettent en évidence des valeurs d'efficacité anormalement basses, des investigations complémentaires peuvent être décidées. Dans certaines industries, on peut être amené à s'intéresser à des étapes de fabrication dont la consommation d'énergie est très faible, mais dont le déroulement correct conditionne la consommation des étapes en aval (par exemple : essorage avant séchage).

1.2.2 Étape 2 : analyse et évaluation du potentiel d'économies d'énergie

1.2.2.1 Suivi des consommations énergétiques

Il s'agit de l'étude des documents de collecte existants, de la comparaison aux méthodes suivies de façon courante dans la profession, de la validation de l'exploitation des données faites par l'usine. Cela peut conduire à définir et à calculer divers ratios, qui permettent fréquemment, par comparaison avec ceux constatés dans des établissements similaires, une première évaluation de la performance de l'établissement. Ces ratios serviront en outre par la suite à l'établissement à apprécier l'évolution dans le temps des performances et le résultat des actions entreprises.

1.2.2.2 Examen du mode d'exploitation des installations.

Cet examen porte sur :

- l'organisation générale de la production, l'enchaînement et la programmation, le planning, les horaires (par exemple, aménagement en fonction de la tarification électrique),
- le mode de conduite et d'entretien des installations : consignes données au personnel, état du matériel de contrôle et de régulation, fourniture des informations nécessaires à une conduite efficace, niveau de formation du personnel et actions à prévoir à ce titre.

1.2.2.3 Actions impliquant des investissements.

Certaines interventions nécessitent des investissements

- procédés de fabrication moins coûteux en énergie;
- Aménagement du processus de production (par exemple, transfert direct des fluides chauds d'une unité à l'autre sans stockage intermédiaire, etc.) ;
- Modifications du matériel existant ou équipements supplémentaires;
- Remplacement du matériel existant par du matériel plus performant,
- Utilisation de rejets thermiques;
- Utilisation des déchets ou d'autres formes d'énergie que celles utilisées, etc.

Ces actions ne sont généralement pas indépendantes les unes des autres ; il convient alors de les sélectionner et de les regrouper dans un ensemble cohérent.

1.2.3 Étape 3 : conclusions et préconisations, plan directeur énergie

Après examen et discussion des propositions avec les services concernés et les responsables de l'établissement, ces dernières sont regroupées sous la forme d'un plan directeur énergie (pouvant s'étendre par exemple sur deux à cinq ans) qui comprend :

- La liste des actions retenues (avec leur coût, le gain attendu et leur rentabilité),
- Révolution prévue pour les principaux ratios significatifs,
- Les quantités d'énergie économisées et l'évolution de la facture énergétique,
- Les besoins de financement.

Quatre aspects sont en général à examiner successivement au cours du diagnostic énergie :

- Le procédé ;
- Les bâtiments ;
- Les vecteurs énergétiques fluides, électricité, froid, air comprimé, etc.
- La gestion d'ensemble des problèmes énergétiques.

1.3. ACTIONS AU NIVEAU DU PROCÉDÉ

L'examen de l'utilisation optimale de l'énergie pour tous types d'industries et tous procédés sortirait largement du cadre de ce chapitre. Cependant, certaines démarches communes à de nombreux types d'industries peuvent être brièvement citées à titre d'exemples.

1.3.1 Choix des matières premières

Les caractéristiques des matières premières utilisées ont une influence directe sur la consommation d'énergie d'un établissement, notamment par leur granulométrie (incidence sur les broyages, criblages, etc.), leur humidité (séchage ou concentration), leur pureté, etc., en bref par toutes leurs caractéristiques physiques et chimiques.

Cet aspect est bien connu dans beaucoup d'industries lourdes telles que les industries du ciment, du verre, du papier, des métaux, du sucre, etc. Bien que généralement moins important dans les industries légères ou de transformation, il mérite cependant d'avoir sa place dans une réflexion globale.

1.3.2. Séparation liquide-solide

Cette fonction implique l'une des consommations d'énergie les plus importantes de toutes les opérations industrielles.

La chaîne correspondante comprend :

- Des moyens mécaniques filtration, égouttage, centrifugation, pressage, entraînement de l'eau de surface par lame d'air, etc..
- Des moyens thermiques : le séchage proprement dit.

Ces moyens sont utilisés seuls ou en combinaison en fonction de la nature des produits, de leur état (solide, fibreux, pâteux, etc.), de leur sensibilité à la température, des siccités initiales et finales inhérentes au procédé.

Les moyens de séparation sont multiples et variés, tant par leur principe que par leur technologie. Nous nous bornerons à énoncer ci-après quelques-unes des voies destinées à réduire la consommation globale en énergie de cette chaîne d'opérations.

1.3.2.1 Maximisation de l'extraction du liquide par voie mécanique.

Il est énergétiquement moins coûteux d'extraire 1 kg d'eau par un moyen mécanique que par un moyen thermique; on a donc intérêt à privilégier au maximum la séparation mécanique, dans les limites imposées par les caractéristiques du produit et par les contraintes technologiques des machines de séparation (centrifugeuses, presses, etc.).

1.4. ACTIONS AU NIVEAU DES BÂTIMENTS

La maîtrise de l'énergie dans les bâtiments à vocation industrielle ne diffère pas fondamentalement de celle relative aux bâtiments à vocation d'habitat ou de tertiaire.

On trouvera ci-après :

- Un rappel sommaire des principes applicables à tous les bâtiments;
- Les spécificités relatives aux bâtiments industriels, notamment les renouvellements d'air liés aux procédés, la maîtrise de l'énergie dans les bâtiments de grande hauteur. les chauffages localisés. les technologies de chauffage spécifiques, la récupération sur les rejets de bâtiments industriels.

1.4.1 Rappel sommaire des principes de base

L'équilibre thermique d'un bâtiment résulte :

- Des apports d'énergie :
 - *par le système de chauffage (ou de refroidissement).*
 - *par le rayonnement solaire,*
 - *par les dégagements de chaleur internes par les machines. l'éclairage. les occupants. etc.*
- Des sorties d'énergie :
 - par déperditions (ou apports) par les parois,
 - par renouvellements d'air, naturels ou provoqués.

L'installation de chauffage (ou de refroidissement) e pour fonction d'assurer l'équilibre de ce bilan des entrées/sorties d'énergie. Il ne faut pas perdre de vue que cet objectif est à atteindre non pas globalement, mais essentiellement dans les zones oit il présente un intérêt particulier (zones d'occupation par le personnel, postes de travail localisés, stockages de produits thermosensibles, etc.)

On voit quels sont les points importants pour la réalisation au moindre coût énergétique d'un tel objectif, les paramètres principaux étant :

- La fixation des températures à respecter, par zone et dans le temps. dans les différentes parties du bâtiment en vue de satisfaire aux contraintes imposées par les conditions de travail et le procédé, et la régulation au plus près de ces niveaux de température :
- La minimisation des déperditions par les parois (murs: toitures, sols),
- La minimisation des déperditions par renouvellement d'air en respectant les minimums requis par les conditions de travail (air hygiénique, évacuation des pollutions, odeurs, etc.) ainsi que les nécessités imposées par l'équilibre aéraulique du bâtiment (maintien en surpression ou dépression).

1.4.2 Renouvellements d'air dans les locaux industriels

Le renouvellement d'air d'un bâtiment a pour fonctions

- d'assurer une alimentation en air neuf conformément aux règles d'hygiène et de sécurité;
- d'évacuer les pollutions résultant soit de l'occupation humaine, soit des procédés industriels ;
- d'évacuer l'excédent de chaleur dû aux apports solaires, à l'éclairage, à l'occupation humaine et aux procédés industriels

Pour la plupart des bâtiments Industriels, les contraintes de ventilation liées au procédé prennent le pas sur celles liées au bâtiment et à son occupation humaine. Deux systèmes sont possibles pour les respecter :

- Renouvellement général de l'air de l'atelier pour rendre acceptable le taux de pollution ou de réchauffement dans l'ambiance de l'atelier,
- Captation à la source de l'air pollué et/ou réchauffé pour éviter sa diffusion dans l'atelier.

Dans les deux cas, l'extraction d'air doit être compensée :

- soit par l'acceptation de la mise en dépression du bâtiment et les inconvénients qui en découlent : entrées d'air incontrôlées, courants d'air froid au voisinage des ouvertures, difficulté d'assurer les conditions de confort stables sur ouverture des portes ou fenêtres, entrées de poussières. etc.,
- soit par l'introduction contrôlée d'air filtré, réchauffé et éventuellement humidifié ou refroidi

s'il y a lieu.

Le taux de renouvellement pratiqué dans les locaux autres qu'industriels est habituellement inférieur à 2 volumes/heure pour les locaux industriels, ce taux peut être beaucoup plus élevé si l'on opère par renouvellement général de l'air de l'atelier par exemple :

- 3 à 5 volumes/heure pour une activité industrielle peu polluante et dégageant peu de chaleur dans l'ambiance (mécanique, électronique, etc.),
- 5 à 8 volumes/heure pour une activité industrielle moyennement polluante:
- jusqu'à 20 volumes/heure pour une activité industrielle très polluante ou dégageant beaucoup de chaleur (atelier de teinture, traitement de surface, etc.), voire jusqu'à 80 volumes/heure pour les salles blanches.

Il devient alors souhaitable :

- de capter à la source les rejets gazeux générateurs de pollution ou de dégagement de chaleur
- de pratiquer éventuellement des récupérations de chaleur sur l'air extrait pour ventilation, généralement au profit du réchauffage de l'air neuf de compensation (section 5.5.1).

Le choix entre un système de renouvellement général et un système de captation à la source

est évidemment un cas d'espèce. Il dépend du nombre et de la dispersion des sources, de leurs programmes de fonctionnement, etc.

1.4.3 Maîtrise de l'énergie dans les bâtiments de grande hauteur

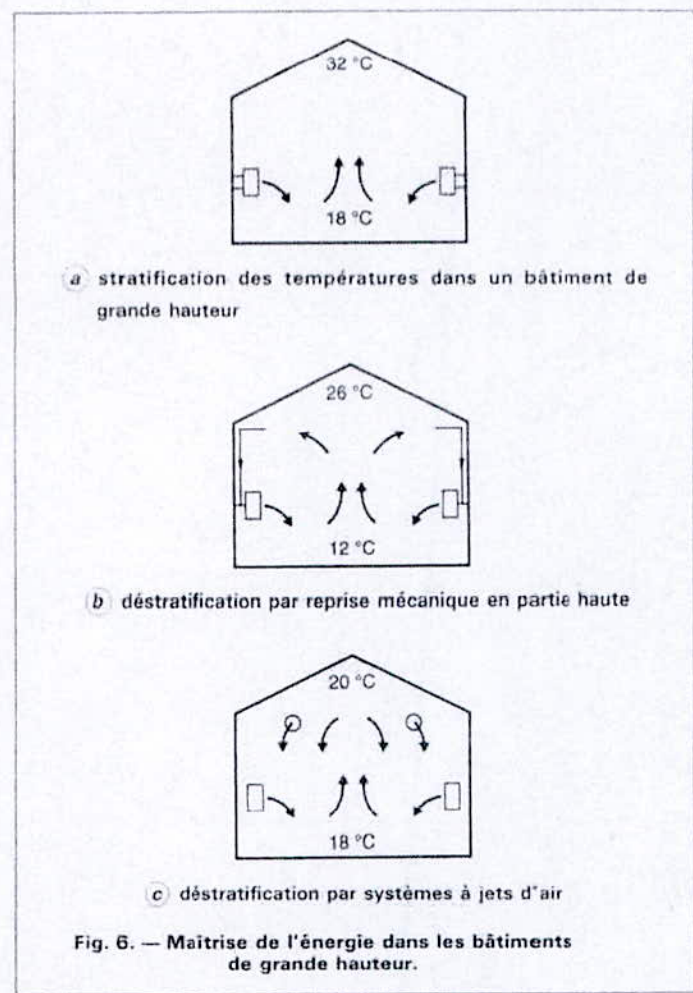
Dans les locaux de grande hauteur, il existe souvent un écart de température important entre la zone d'occupation et la partie haute du bâtiment (stratification des températures). Cet écart, dû à la variation du volume massique de l'air en fonction de sa température, peut être de l'ordre de 0,5 °C par mètre de hauteur ou même plus

Il en résulte une surconsommation d'énergie importante en raison :

- de l'augmentation des pertes par transmission des parois, de ces parties du bâtiment pour un immeuble de 10 m de hauteur chauffé à 18 °C dans la zone d'occupation pour 0°C à l'extérieur) ;
- de l'augmentation des pertes par ventilation naturelle, l'effet de cheminée conduisant à une sortie naturelle de l'air le plus chaud par les orifices de ventilation du bâtiment en partie haute (Surconsommation du même ordre que pour la perte par transmission des parois).

Les remèdes aux effets de cette stratification naturelle sont nombreux. Ils ressortent de deux catégories :

- diminuer les causes de stratification, par les moyens suivants :
 - employer plutôt des chauffages par rayonnement (chauffant les occupants plutôt que l'air) que des chauffages à air chaud dans les locaux de grande hauteur,
 - en cas d'utilisation de chauffage à air chaud, éviter pour l'air soufflé des températures trop élevées qui favorisent la stratification,
 - si possible, prévoir des plafonds intermédiaires.
- favoriser le dé stratification, par action sur les mouvements d'air dans le bâtiment :
 - soufflage de l'air chaud dans la zone d'occupation du bâtiment, et vers le bas ;
 - recyclage vers la partie occupée d'air chaud repris dans la partie supérieure du bâtiment, au moyen de ventilateurs hélicoïdes, de systèmes à induction d'air (fig. 6).



Exemple.

Un atelier de chaudronnerie était chauffé par des générateurs d'air chaud brûlant du fuel domestique. Cette solution présentait plusieurs inconvénients .

- coût d'exploitation élevé (bâtiment de grande hauteur et donc important volume d'air à chauffer) ;
- brassage d'air entraînant une suspension des poussières de fabrication (soudure. meulage.etc.) ;
- chauffage par zone difficile.
- emprise au sol importante.

Elle présentait une grande inertie, nécessitant une mise en service plusieurs heures avant le début des activités et ne permettait pas d'assurer un chauffage satisfaisant par grands froids, ce qui perturbait l'activité normale de l'entreprise.

Le choix s'est porté sur les panneaux radiants lumineux à gaz. Le démontage des générateurs d'air chaud a libéré la place occupée au sol. Les panneaux ont été installés sous les chemins de roulement des ponts. Ils ont été répartis en six zones commandées chacune par un coffret de régulation. Les panneaux peuvent fonctionner à pleine allure (100 %) ou à allure réduite (50 %).

Un regroupement des activités postées dans une même zone a permis de tirer le meilleur parti de la configuration retenue en réalisant un chauffage partiel.

Les compteurs à gaz installés ont permis de dresser un bilan sur plusieurs mois, bilan qui fut ensuite corrigé en fonction des données climatiques (degrés-jours). La consommation moyenne de chauffage s'élevait à 108 m³/an de fuel domestique (soit 91 tep/an). Depuis la mise en service du système à rayonnement, la consommation d'énergie pour le chauffage, à conditions climatiques égales, a été d'environ 565000 kWh de gaz naturel, soit 44 tep/an.

L'économie d'énergie atteint donc 50 %, soit 47 tep/an.

Elle constitue la démonstration que le système de chauffage retenu est bien adapté au bâtiment (grande hauteur, volume importants, aux activités qu'il abrite (qui s'accroissent mal d'un brassage d'air), au rythme de travail différent selon les zones.

1.4.4 Chauffages localisés

Dans de nombreux cas, les postes de travail sont relativement localisés et il n'y a aucun intérêt à chauffer tout le volume de l'atelier. On doit alors recourir :

- Si c'est possible, à un cloisonnement isolant les zones chauffées des zones peu ou pas chauffées,
- Si le cloisonnement n'est pas possible, à des systèmes de chauffage localisés.

Le chauffage par rayonnement est alors à préférer au chauffage convectif, mieux adapté à un chauffage d'ambiance.

On peut utiliser :

- des panneaux radiants lumineux à gaz ou électriques, dans le cas de locaux de grande hauteur (5 à 20 m),
- des panneaux radiants obscurs basse température fonctionnant au gaz, à l'électricité ou au moyen d'un fluide caloporteur (vapeur, eau chaude, fluide organique) pour des hauteurs de 3 à 10 m.

Les chauffages par rayonnement sont à éviter dans les locaux fortement ventilés, des solutions mixtes convection/rayonnement peuvent alors être envisagées.

1.4.5 Récupération sur les rejets thermiques

Deux types de récupération peuvent être envisagés au profit du chauffage des bâtiments :

- la récupération sur les rejets des bâtiments eux-mêmes,
- la récupération sur les rejets du procédé.

1.4.5.1 Récupération sur les rejets des bâtiments.

Elle consiste le plus souvent à récupérer de la chaleur sur l'air extrait pour ventilation des bâtiments au profit du préchauffage de l'air neuf de compensation Il convient donc, pour qu'elle soit réalisable, que les extractions et les entrées d'air neuf soient centralisées, et que les dispositions géographiques soient favorables.

L'échange lui-même peut se faire :

- par échangeurs à plaques de verre, aluminium, acier galvanisé, acier inoxydable,
- par caloducs,
- par échangeurs rotatifs,
- par batteries à eau glycolène avec circuit intermédiaire (système plus facile à implanter mais moins efficace que les dispositifs précédents).

Le niveau thermique des rejets peut éventuellement être remonté par pompe à chaleur.

1.4.5.2 Récupération sur les rejets du procédé.

Après satisfaction des possibilités rentables de récupération interne au profit du procédé lui-même, des excédents de chaleur disponibles peuvent parfois être mis en évidence.

- C'est le cas notamment :
- pour les procédés fortement exothermiques - sidérurgie, synthèse, etc. ;
- pour les procédés mettant essentiellement en œuvre les enthalpies de transformation à bas
- niveau de température d'un corps (évaporation, séchage, distillation) . papeteries, sucrerie, laiterie;
- pour les procédés à haute température métallurgie, incinération, etc.

On peut alors envisager la récupération de chaleur en excès sur le procédé au profit du chauffage des bâtiments. La forme la plus fréquemment utilisée consiste en la création d'un circuit d'eau chaude intégrant les échangeurs de récupération et d'émission, des chaudières d'appoint ou de secours, éventuellement des moyens d'accumulation permettant de réaliser l'adéquation entre disponibilités et demandes.

La conception d'une telle installation nécessite :

- un recensement précis des sources de chaleur disponibles en niveaux thermiques, quantités, diagrammes de disponibilité dans le temps ;
- la définition des moyens de chauffage basse température utilisables pour les bâtiments, et des besoins correspondants ;

- l'optimisation de la boucle en niveau thermique, puissance calorifique, répartition de la charge entre moyens de récupération et moyens complémentaires selon la température extérieure.

1.5. ACTION AU NIVEAU DE L'INDUSTRIE PETROCHIMIQUE:

1.5.1 L'électricité représente un pourcentage important dans la part des utilités (35% des frais énergétiques) dans la fabrication des produits pétrochimique.

Exemples d'actions initiées :

- Optimisation de la facture électrique
- Réduction de la **P**uissance **M**ise à **D**isposition (PMD) par Sonelgaz.
- Optimisation de la charge des transformateurs.
- Amélioration du facteur de puissance.
- Installation d'un système de cogénération.
- Rationalisation de la consommation électrique par poste Horaire.

Optimisation de la facture électrique

- Lecture approfondie de la facture.
- Analyse des tarifications et système tarifaire et révision des besoins.

Réduction de la Puissance Mise à Disposition (PMD) par Sonelgaz.

-Révision à la baisse de la **P**uissance **M**ise à **D**isposition par Sonelgaz. Passage de 50 000 KW à 35 000 KW.

Année 2007	Janvier	Février	Mars	Avril	Mai	Prix unit [DA/kW]	Total [DA]
PMD (kW)	35 000	35 000	35 000	35 000	35 000	31,61	5 531 750,00
PMA (kW)	22 370	22 770	22 860	18 690	21 100	157,80	17 009 262,00

Gain Annuel réalisé : 5 689 800 DA/An.

Rationalisation de la consommation électrique par poste Horaire.

Heures Pleines	Heures de pointe	Heures Pleines	Heures creuses
6:00	17:00	21:00 22:30	6:00

Problématique :

- Consommation Heures de pointe = 17 % du temps journalier.
- Prix du KWH y est le plus élevé = 5 fois le prix heures pleines.
= 11 fois le prix heures creuses.

Consommation Heures de pointe = **60%** de la facture.

Solution : Baisser la consommation de l'électricité durant les heures de pointe.

Action : Utiliser turbines à vapeur au lieu des équipements alimentés en électricité.

Gain : Sur un transfert d'une partie (exemple 5%) de la part des heures de pointe vers les deux postes horaires, Gain Annuel = **23,42** Millions de DA.

1.5.2 L'isolation thermique :

Simple pour augmenter l'Économie d'Énergie.

Retour sur investissement < 1an.

L'isolation optimale dépend du:

- Choix du matériau isolant.
- Épaisseur économique de l'isolant.
- Calorifugeage des brides et des vannes.

Ligne non isolée

- Le coût du combustible sera revu à la hausse suite à l'absence d'isolation.

Exemple:

- Chaudière dont le Rendement $R = 80\%$.
- L'équipement consommateur est situé à 200 m.
- Puissance thermique = 1500 kW.
- \emptyset (diameter) = 150 mm.
- La perte = 1,5kW/m en absence d'isolation.
- Sur 200 m nous aurons besoin de 300kW supplémentaire et la chaudière devra délivrer $(1500 + 300) = 1800$ kW.
- Le rendement de l'opération = $(1500/1800) \times 0,80 = 66,66\%$.

- Le coût du combustible = 50c/kWh.
- Le coût du combustible révisé = $50/0,66=75,75c/kWh$.

1.5.3 Vannes et brides

- Une bride \Leftrightarrow 0,5 m de tube.
- Une vanne \Leftrightarrow 1 m de tube.
- Le calorifugeage d'un tube réduit sa perte de chaleur d'un facteur de 10.
- La réfection de l'isolation de 20 brides et 10 vannes nous a évité la perte d'énergie de l'ordre de 30 kW (1,5 kW de perte/mètre de tube non isolé).

1.5.4 Exemple de pertes par purgeurs

Nombre de purgeurs inspectés; 70 réparés et 10 remplacés

Estimation pertes de vapeur/purgeur; Moyenne de 6 kg/heure (Min=4, Max=8)

Pertes totales/purgeurs; $80 \times 6 = 480$ kg/h

Quantité de chaleur de vapeur perdue; $480 \times 2\,725$ kJ/kg = 1 308 000 kJ/heure

Potentiel d'économie en combustible (90 % de réduction de vapeur)

Pouvoir calorifique combiné = 40 MJ/Kg; $1\,308\,000 \times 0,9 / 40\,000 = 29,43$ m³/h (254 275 m³/an)

Économie financ horaire due à réd comb; $29,43 \times 1,651 = 48,59$ DA/h.....(1)

Coût d'eau d'alimentation chaudière; 20 DA/m³

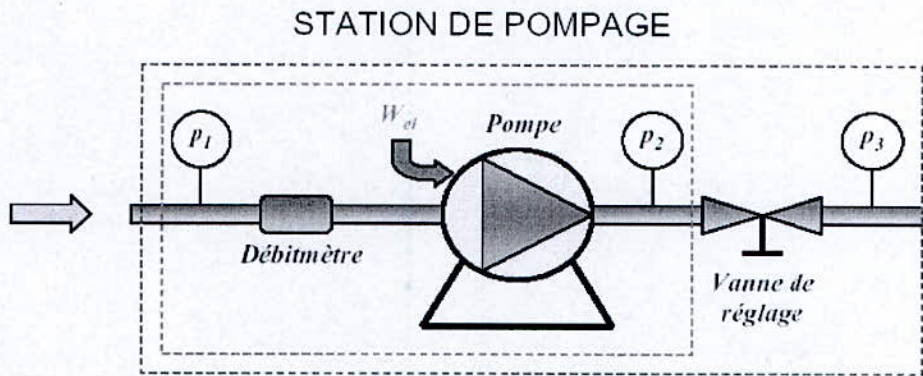
Économie en évitant traitement 480 kg/h; $20 \times 0,480 = 9,6$ DA/h.....(2)

Économie horaire totale; $48,59 + 9,6 = 58,19$ DA/h ((1) + (2))

ECONOMIE ANNUELLE; $58,18 \times 8\,400 = 0,48$ Millions de DA

Investis : 10 000 DA/nouveau purgeur + 1 000 DA (frais d'entretien); $100\,000 + 80\,000 = 180\,000$ DA

1.5.5 Cas d'étude



Résultats de mesures

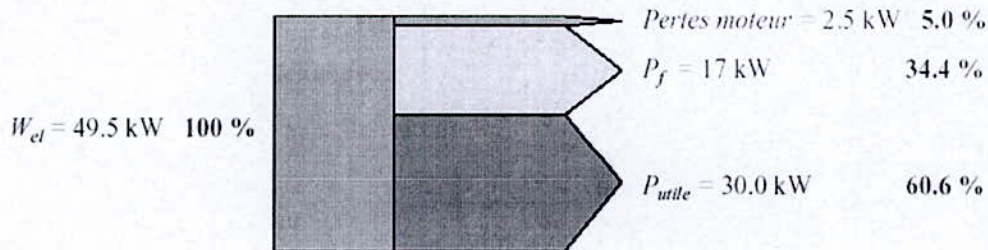
- | Mécanique | Électrique |
|--|-------------------------|
| • $Q_m = 100 \text{ kg/s}$ (360 m ³ /h) | • $U = 380 \text{ V}$ |
| • $p_1 = 1 \text{ bar}$ | • $I = 75 \text{ A}$ |
| • $p_2 = 4 \text{ bar}$ | • Alimentation triphasé |
| • $p_3 = 2.5 \text{ bar}$ | |

Volume de contrôle rouge

Input d'énergie : $P_e = \sqrt{3} \cdot UI = 49.5 \text{ kW}$

Transformation d'énergie :

- Puissance mécanique : $P_{mec} = \eta_{moteur} P_e = 0.95 \times 49.5 = 47.0 \text{ kW}$
- Puissance utile : $P_{utile} = Q_m \frac{\Delta p}{\rho} = 100 \times 3.10^5 / 1000 = 30.0 \text{ kW}$
- Perte d'énergie mécanique $\Rightarrow Q_{fluide} : P_f = P_{mec} - P_{utile} = 17.0 \text{ kW}$
- Augmentation de température : $W_m \cong \Delta H = c_p \Delta T \quad \Delta T = 0.11 \text{ °C} !!!$

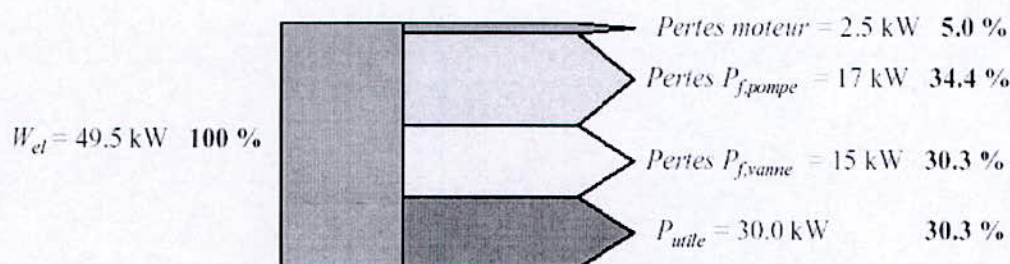


Volume de contrôle vert

Input d'énergie : $P_{el} = \sqrt{3} \cdot UI = 49.5 \text{ kW}$

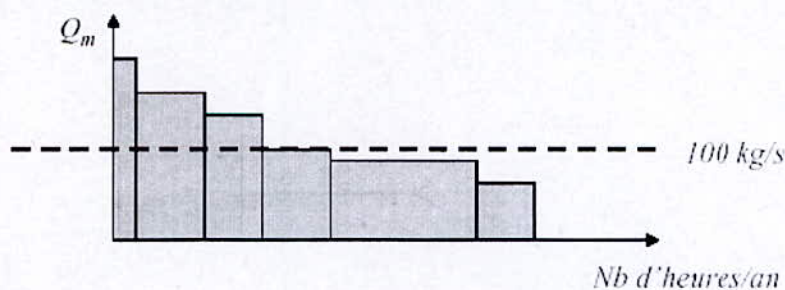
Transformation d'énergie :

- Puissance mécanique : $P_{méc} = \eta_{moteur} P_{el} = 0.95 \times 49.5 = 47.0 \text{ kW}$
- Puissance utile : $P_{utile} = Q_m \frac{\Delta p_1^3}{\rho} = 100 \times 1.5 \cdot 10^5 / 1000 = 15.0 \text{ kW}$
- Perte d'énergie mécanique dans la vanne : $P_{vanne} = Q_m \frac{\Delta p_3^2}{\rho} = 15.0 \text{ kW}$



Conclusions

- Design et connaissance du circuit aéraulique (résistance)
- Les vannes de réglage sont « énergétivores » .
- Utilisation pour le réglage fin de débit
- Si le besoin en eau est constant \Rightarrow changer le moteur de la pompe ...
- Sinon \Rightarrow analyse de la monotone de charge



Solutions

- Pompage effectué en plusieurs pompes placées en parallèle avec vannes.
- Moteur d'entraînement à vitesse variable (Variateur de fréquence).
- Système de contrôle...

\Rightarrow Le choix est le résultat de l'analyse économique

1.6. PROCEDURE DE L'AUDITE ENERGETIQUE :

Etape 1 : Planification de l'audit

- Définition des objectifs
- Diviser l'équipement de production en unités (volumes de contrôle)
- Définition des taches d'analyse et de surveillance
- Attribution des responsabilités

Etape 2 : Collecte des données

- Données de production par produit
- Données de consommation par type d'énergie
- Evolution temporelle de la production -consommation (jour , semaine,..)
- Eviter les doubles comptages (autoproduction d'électricité.....)

Etape 3 : Réalisation des campagnes et des matrices d'essais

- Inventaire des mesures disponible sur site
- Inventaire des mesures complémentaire à effectuer
- Préparation de l'instrumentation
- Réalisation des mesures

Etape 4 : Traitement des données - Bilans d'énergie - Rendements...

- Traitements des résultats
- Evaluation de consommation spécifiques-comparaisons avec les (standards)
- Contrôle des bilans d'énergie- évaluations des pertes
- Interprétation des différents éventuelles- corrections

Etapes 5 : Identification des améliorations possible dans la gestion énergétique

- Dans le traitement des données
- Dans le suivi des mesures d'économie

Etape 6 : Identification des améliorations relatives à la maintenance

- Sensibilisation du personnel
- Evaluation des économies possibles Définition des responsabilités pour la réalisation

Etape 7 : Identification des améliorations demandant peu d'investissement

- Isolation thermique
- Equilibre électrique 'cos ϕ , quart-horaire

Etape 8 : Identification des améliorations demandant de gros investissements

- Evaluation des économies annuelles nettes
- Evaluation des couts d'investissement
- Analyse de rentabilité économique et du risque
- Moyens de financements

Etape 9 : Préparation du rapport

- Clarté et concision
- Conclusions : rappel des mesures par ordre de priorité

1.7. TYPE DE MESURES D'ECONOMIE – TEMPS DE MISE EN ŒUVRE :

Immédiat : Psychologique

- Comportement du personnel
- Planification de la production
- Procédure de fabrication

Court terme : maintenance

- Entretien : chaudières, machines tournantes...
- Partes d'énergie à l'ambiance : fuites de vapeur, isolation thermique..
- Electricité..

Moyen terme : réseau de distribution et d'utilisation de la chaleur:

- Réduire la consommation d'énergie noble électricité, thermique HT
- Accroître l'utilisation d'énergie BT

- Contrôle automatique et optimisé des unités de production et d'utilisation
- Récupération des pertes HT aux moyens d'économiseurs

Moyen terme : ingénierie de process (gros investissements)

Long terme : changement du principe de fabrication

- Très long terme : objectifs sociaux et techniques
- Modification des habitudes de consommations

1.8. GESTION CENTRALISÉE DE L'ÉNERGIE

La gestion des ensembles énergétiques (centrales de production, réseaux, utilisations, etc.) par Système Numérique de Contrôle Commande (SNCC) rend la plupart des paramètres importants de fonctionnement immédiatement disponibles.

En outre, ces systèmes permettent d'améliorer le bilan énergétique global de quelques pourcent, par le meilleur suivi de ces paramètres (par exemple : optimisation de la décision de nettoyer le compresseur d'une turbine à gaz, en fonction des paramètres observés, puissance, taux de compression). La tenue et l'interprétation des bilans en est également favorisée. Avec l'aide de passerelles, désormais développées sur un certain nombre de matériels pour communiquer avec d'autres appareils, on peut récupérer ces données sur des PC ou des stations de travail et les utiliser dans les cas ci-après :

- Réconciliation de données, permettant de corriger les mesures pour arriver à boucler les bilans masse et énergie : cela peut se faire soit à l'aide de données statistiques historiques, soit à l'aide de paramètres de fiabilité affectés arbitrairement aux capteurs. Ces logiciels sont particulièrement utiles dans le domaine des raffineries de pétrole pour identifier les éventuelles pertes massiques liées à des fuites, par exemple. Cette utilité se justifie par l'énorme quantité de produit mise en jeu. Ce type de logiciel nécessite par contre une instrumentation très importante, permettant des redondances d'informations.
- **Optimisation énergétique** : elle peut s'effectuer par deux moyens principaux différents :
 - des logiciels « légers » développés sur PC, de façon spécifique, permettant d'optimiser par
 - exemple le fonctionnement **d'une chaudière** électrique en cas de fourniture par EDF d'électricité « à bien-plaire » hors contrat, ou la répartition de charge entre plusieurs chaudières, ou la charge d'un turbo-alternateur, etc.

- des logiciels plus complexes développés sur stations de travail, permettant une modélisation plus précise du système pour optimiser un plus grand nombre de degrés de liberté Ces logiciels se heurtent au même problème que ceux de réconciliation (instrumentation importante) et nécessitent aussi un investissement important pour la modélisation du site.
- Les données du SNCC sont également utilisées en cas de conduite sans présence permanente en chaufferie. Avec un doublage par reliage des principales sécurités.

1.9. GESTION DE L'ENERGIE DANS L'INDUSTRIE

1.9.1 Définition

Administration de l'approvisionnement et l'utilisation de l'énergie

1.9.2 Objectif

Réduire les couts de l'énergie tout en préservant l'environnement

1.9.3 Moyens :

- Bonne gestion de l'énergie
- Système de récupération d'énergie
- Système de substitution d'énergie
- Intégration des processus de production

La gestion de l'énergie est un effort continu

La gestion de l'énergie n'est pas uniquement un travail d'ingénierie

1.9.4. Règles de base de la gestion de l'énergie dans l'industrie

1. Ne peut être amélioré qui est bien connu..

2. Priorité à :

- Maintenance des unités de production et d'utilisation
- Formation continue du personnel concerné
- Gestion en ((bon père de famille)

3. Priorité à : la fabrication des produits : l'approvisionnement en énergie est un service

4. L'étude et l'implantation de nouveaux systèmes de récupération, d'intégration ou de substitution doivent être murement réfléchies

- Implication sur la production
- Conséquence sur la qualité des produits
- Evaluation des avantages supplémentaires
L'énergie est trop chère pour être un jeu ! → Gestion « énergie »

1.9.5. Compétences demandées au gestionnaire d'énergie

1. Connaissances techniques
2. Connaissances administratives
3. Connaissances financières
4. Connaissances éducatives
Le gestionnaire d'énergie reste un homme !

1.9.5.1. Qualités du gestionnaire d'énergie

1. Esprits de communication
2. Ouverture d'esprit
3. Esprits d'organisation et de décision

1.9.5.2. Contacts du gestionnaire d'énergie

- Avec les services de l'entreprise
- Avec les différents organismes extérieurs

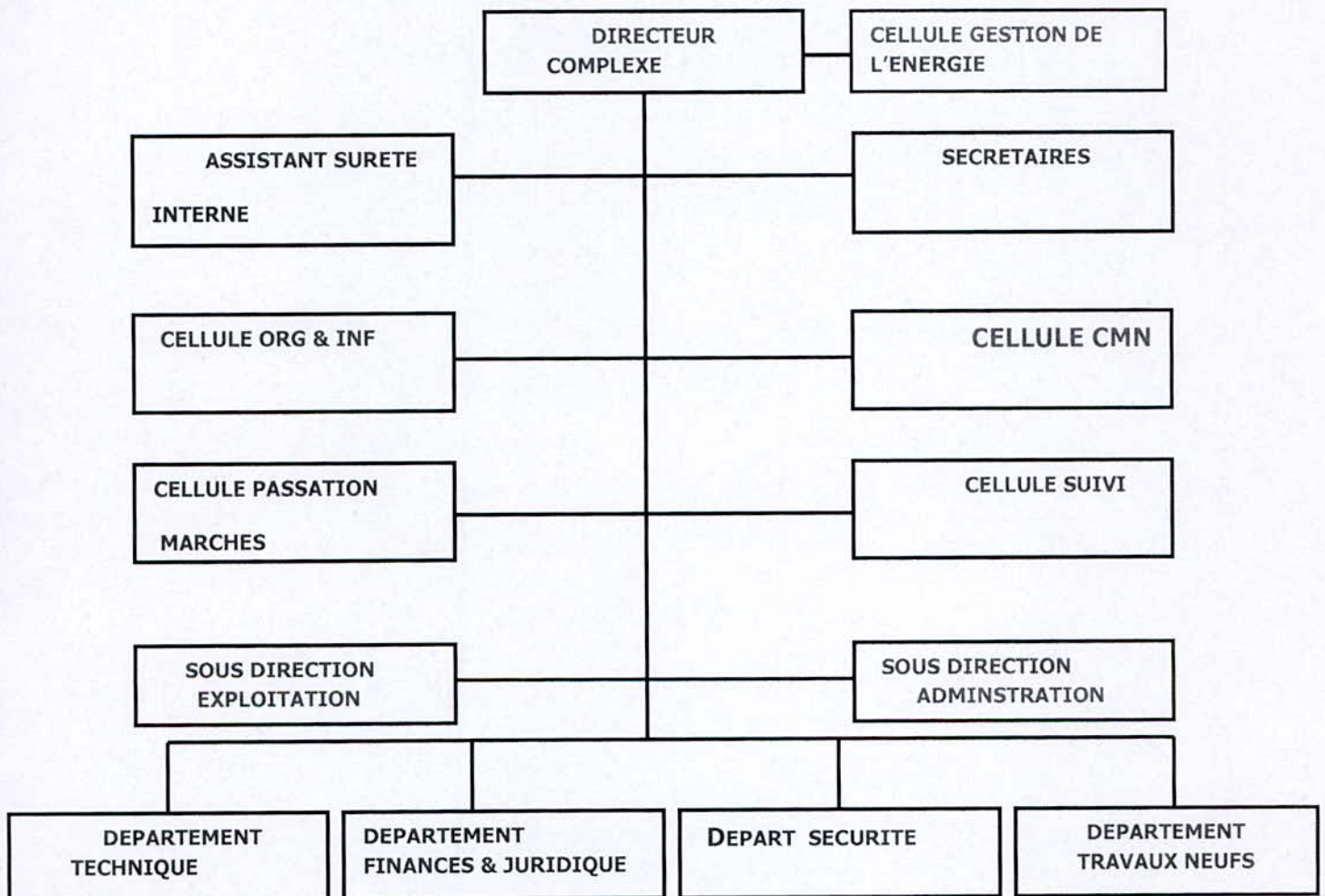
1.9.5.3. Tâches du gestionnaire d'énergie

1. Affaires courantes
2. Analyse des innovations possibles

1.9.6. Différents moyens d'économie d'énergie

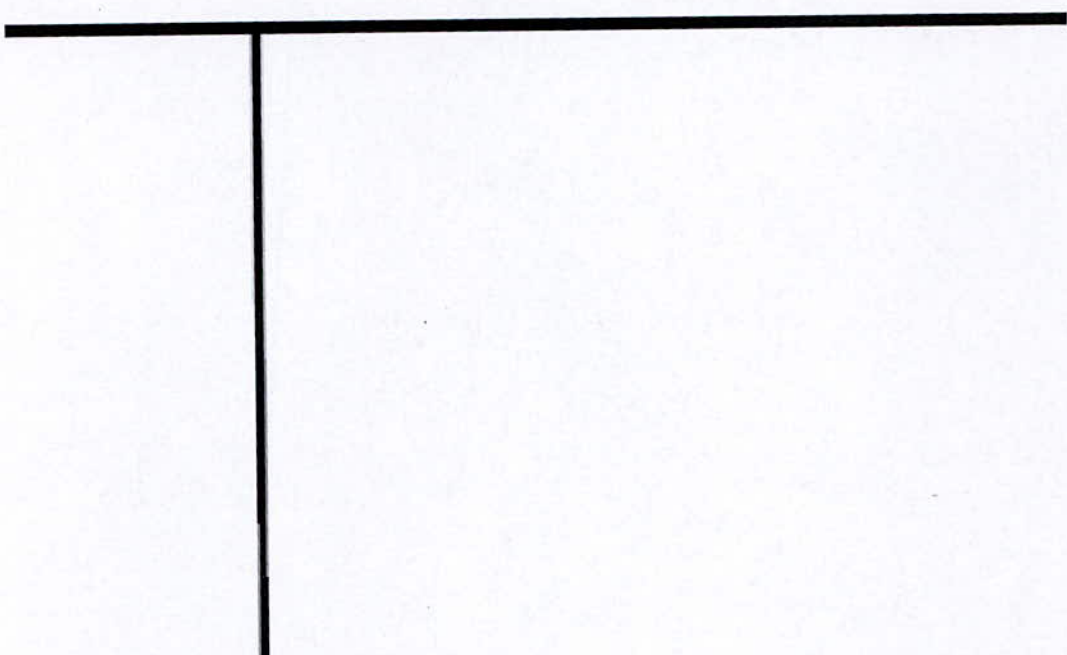
1. Changement du processus de production, mise en œuvre d'innovations techniques
2. Système de récupération d'énergie
3. Réduction des consommations et pertes de chaleur
4. Processus intégration
 - *L'utilisation efficace de l'énergie doit être envisagée lors de la conception des installations.*
 - *La modification d'installation existante coûte cher*

1.9.7. Intégration de la gestion de l'énergie dans l'industrie



C | *h*apitre | 2

HISTORIQUE ET DESCRIPTION DU COMPLEXE



HISTORIQUE ET DESCRIPTION DU COMPLEXE

2.1 : HISTORIQUE DU COMPLEXE DE LIQUÉFACTION GL1/K DE SKIKDA

L'Algérie possède une des plus grandes et importantes réserves mondiales du gaz naturel principalement situées dans le sud (HASSI R'MEL, AIN AMENAS ...etc.). Ces champs sont reliés aux côtes Est et Ouest du pays par les gazoducs pour faciliter leur acheminement et de leur liquéfaction.

La première découverte du gaz naturel en ALGERIE a été en novembre 1956 à HASSI R'MEL, vers le 08 décembre 1961 la première compagnie algérienne de gaz liquide nommé (CAMEL) a été installée à ARZEW par les sociétés française AIR LIQUIDE et SN RIPAL et la société anglaise CONTH INTERNATIONAL.

L'étude du projet du complexe GL1/K a duré de 1965 à 1967 et le démarrage des travaux a débuté en Mai 1969. Les actions de construction du complexe de liquéfaction du gaz naturel de SKIKDA - GL1/K ont commencées en 1970 sous la direction de SOMALGAZ, société mixte constituée par « SONATRACH », et la société française « ERAP », entreprise de raffinage du pétrole.

Les trois premières unités (10, 20, 30) ont été construites par la société française TECHNIP, et ont commencé à produire en novembre 1972 :

- › Unité 10 : le 06 novembre 1972 ;
- › Unité 20 : le 28 septembre 1973 ;
- › Unité 30 : le 17 juillet 1973.

L'unité 40 a été construite à 85% par PRITCHARD RHODE, en août 1978 et reprise par PULLMAN KELLOG en mars 1979, sa mise en exploitation a débuté le 19 août 1979.

Les unités 5P et 6P dont les travaux de construction ont débuté en avril 1977, ont été réalisées à 57% par la société PRITCHARD RHODES avant d'être achevées par PULLMAN KELLOG, leur mise en service respectivement le 05 septembre 1980 et le 17 juin 1981.

L'unité G.P.L. a été construite par la société JAPONAISE « IHI » en septembre 1973.

Ce complexe comprenait les unités suivantes :

- › 06 unités de liquéfaction utilisant deux procédés : TEAL et PRICO.
- › 01 zone de stockage et expédition de GNL dont la capacité de stockage est de 308 000m³ GNL, 20000 t de propane et 25 000t de butane.
- › 01 unité de GPL (gaz pétrole liquéfié).
- › 01 centrale auxiliaire destinée à la production des unités telles que vapeur, air, azote, électricité, eau pour les besoins des unités de liquéfaction.

La capacité de production du complexe était de l'ordre de 10 millions de m³/an, cette production était répartie comme suit :

- 13 200 000 m³/an Méthane.
- 323 000 t/an Éthane.
- 300 000 t/an Propane.
- 214 000 t/an Butane.
- 115 000 t/an Naphta léger (C₅)

Actuellement le complexe ne comporte que trois unités de liquéfactions (U10, 5Pet6P) suite à l'incident survenu le 19 janvier 2004.les unités (U20, U30, U40) ont été complètement détruites.

2.2 : FICHE TECHNIQUE DU COMPLEXE

2.2.1 : Localisation et données climatiques

Le complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/K est situé au nord-est de l'Algérie à 5 km de la province de Skikda à l'enceinte de la zone industrielle, il s'étend sur une superficie de 92 hectares.

Données climatiques

Les conditions climatiques du site sont les suivantes :

- Température ambiante de l'air

- Minimum = +1°C

- Maximum = +47°C

- Vent

Les pressions dynamiques de base normale et extrême sont données au paragraphe RIII 1232 des règles NV65 rev 67 pour la région II

(Normale : 70 extrêmes : 122,5 daN/m²) le coefficient du site est pris égale à 1,3 (site exposé).

- Neige

Les surcharges verticales normales P_n° et extrême P'_n° uniformément réparties dues à la neige auront pour valeur en projection verticale :

- P_n = 20 daN/m²

- P'_n = 35 daN/m²

- Séisme

Selon les règles parasismiques Algérienne RPA 88, la wilaya de Skikda est classée en zone II

2.2.2 : Rôle du complexe

Le complexe GL1/K a été conçu pour le traitement et la liquéfaction du GN. Cette dernière permet la réduction d'environ 600 fois son volume initial pour faciliter son stockage et son transport par méthaniers vers l'Europe le Japon et les États-Unis, etc.

2.2.3 : Caractéristiques techniques

La composition du GN Algérien est citée ci après :

Tableau. 2. 1 : Composition du GN Algérien.

Composition	% molaire
CO ₂	0.21
He	0.19
N ₂	5.8
C1	83
C2	7.1
C3	2.25
iC4	0.4
nC4	0.6
iC5	0.12
nC5	0.15
nC6	0.1
nC7	0.06
C8+	0.02

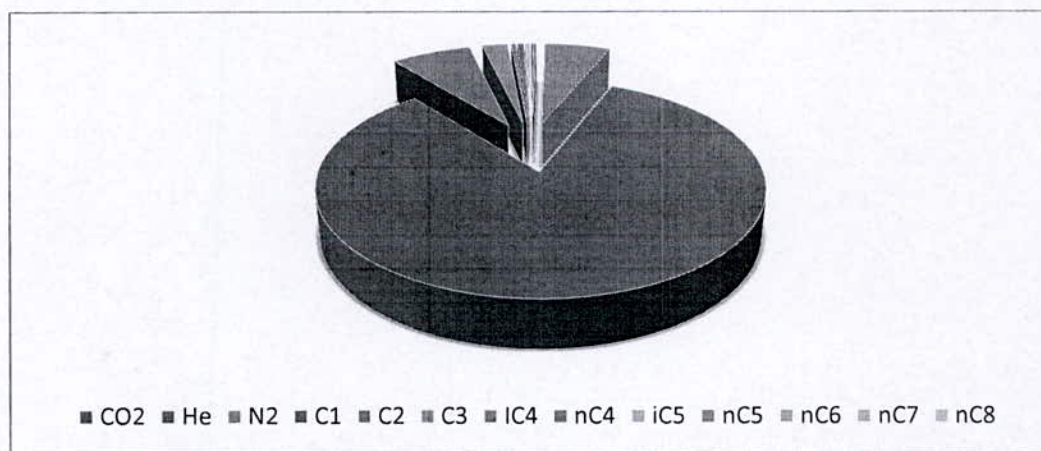


Fig. 2. 1 : Composition du GN Algérien.

21.2.4 : Capacité et production

Le complexe GL1/K traite actuellement 5.7 milliards m³ de GN par an, dont les produits dérivés sont : Gaz Naturel Liquéfié (GNL), Éthane, Propane, Butane, Isobutane, Bu Pro, Gazoline et dont les capacités contractuelle installés (CCI) de production sont :

- GNL : 6,942 000 Millions m³/an ;
- Éthane : 170 000 Tonnes /an ;
- Propane : 108 400 Tonnes /an ;
- Butane : 92 600 Tonnes /an ;
- Isobutane : 2 600 Tonnes /an ;
- Bu pro : 84 500 Tonnes /an ;
- Gazoline : 60 250 Tonnes /an.

Les capacités totales de stockage sont :

- Cinq (05) bacs de stockage de GNL de 308 000 m³ (Totale) ;
- Deux (02) bacs de propane de 25 000 Tonnes ;
- Un (01) bac de Butane de 20 000 Tonnes ;
- Deux (02) bacs de Gazoline de 2 200 Tonnes.

Le nouveau prospectus du Complexe GL1/K comprend :

- Trois (03) Trains de liquéfaction situés dans deux zones distinctes :
 - ✓ Pole I : Train 10 ;
 - ✓ Pole II : Train 5P et 6P.
- Une (01) section utilités ;
- Des installations de contrôle et de sécurité ;
- Une zone de stockage et d'expédition de GNL ;
- Une (01) unité de traitement des GPL ;
- Trois (03) chaudières utilités.

La production du complexe pendant ces dernières années est :

Tableau. 2. 2 : Production annuelle du GNL.

Année	Production de GNL en m ³
1992	1 449 546
1993	5 063 191
1994	7 496 531
1995	6 661 655
1996	6 331 537
1997	6 633 343
1998	4 258 701
1999	7 259 969
2000	9 488 383
2001	9 481 138
2002	10 426 862
2003	10 212 761
2004	2 184 554
2005	3 588 277
2006	5 478 598
2007	6 321 452

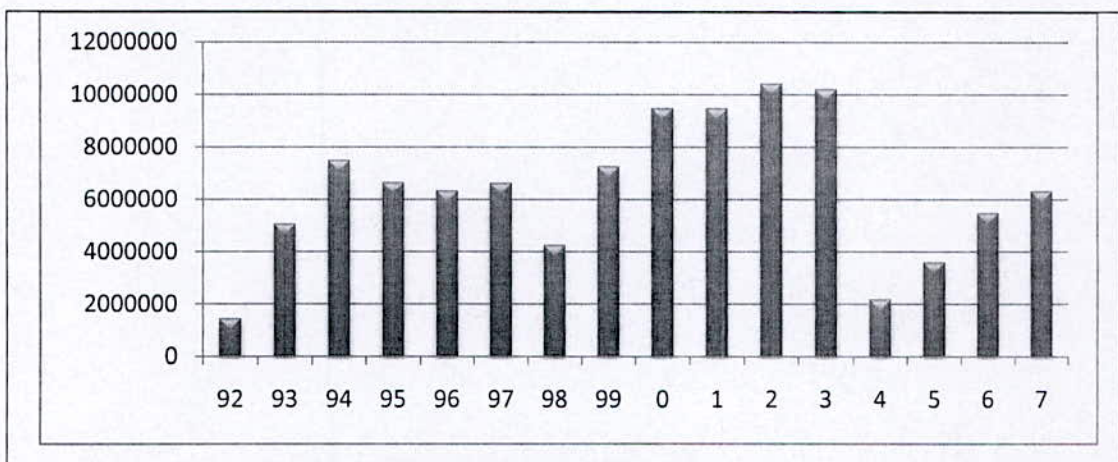


Fig. 2. 2 : Production annuelle du GNL.

2.3 : DESCRIPTION DES UNITÉS DE LIQUÉFACTION ET LEURS PROCÉDÉS

Chaque train de liquéfaction comprend :

2.3.1 : Section traitement gaz

Pour la bonne marche des installations, on doit traiter le GN, ce traitement consiste à éliminer le CO₂, H₂O, Hg, les traces des huiles et éventuellement la poussière, ce traitement passe par plusieurs étapes :

1^{ere} étape : Décarbonatation

Le GN entre dans la section de décarbonatation avec une teneur en CO₂ atteint 90 ppm, l'extraction du CO₂ est réalisée par le lavage du gaz naturel avec une solution aqueuse à 16% de Monoéthanolamine (MEA), obtenant ainsi du gaz naturel décarbonaté (GND).

2^{eme} étape : Déshydratation

Le gaz décarbonaté et saturé en eau entre dans la section de déshydratation, il traverse des sécheurs (alumine activée et tamis moléculaire) ou l'eau est totalement retenue (teneur en eau < 1 ppm).

3^{eme} étape : Démercurisation

Après déshydratation, le gaz traverse de haut en bas le réacteur de démercurisation dans lequel s'effectue la réaction entre le mercure et soufre déposé sur du charbon actif.

Cette procédure est destinée à prévenir le bouchage éventuel des échangeurs cryogénique engendrés par la cristallisation du CO₂ et de l'eau aux basses températures.

2.3.2 : Section liquéfaction et fractionnement

Le complexe utilise deux procédés de liquéfaction TEAL (unité 10), PRICO (unité 5P&6P)

2.3.2.1 : Procédé TEAL

Le procédé TEAL utilisé dans le train de liquéfaction U10 est celui des sociétés TECHNIP et AIR LIQUIDE, le GN traité, est composé essentiellement de méthane est ensuite pré refroidie par le réfrigérant a composants multiples MCR a moyenne pression jusqu'à -75°C a travers un premier échangeur cryogénique, puis est acheminé vers le déméthaniseur où il est séparé des autres hydrocarbures lourds.

Le GN sous-refroidi provenant de la tête du déméthaniseur subit le refroidissement final et la liquéfaction a travers un deuxième échangeur cryogénique utilisant le MCR à basse pression

Le GNL qui est à une température de -144°C et une pression de 37bars est détendue a la pression atmosphérique et envoyé par des pompes vers les bacs de stockage à -162°C.

Les produits de fond de colonne de déméthaniseur alimente la section fractionnement où ils sont séparés en éthane, BuPro et Gazoline.

Le Bu pro est acheminé vers 'unité GPL pour être séparé en Propane, Butane et Isobutane.

Les vapeurs des MCR à basse pression pour les besoins de la réfrigération et de la liquéfaction sont repris par les compresseurs axiaux BP & HP.

2.3.2.2 : Procédé PRICO

Le procédé PRICO utilisé dans les trains 5P/6P est celui de la société PRITCHARD détentrice du brevet.

Le GN traité, est composé essentiellement de méthane est ensuite pré refroidie par le réfrigérant a composants multiples MCR à moyenne pression jusqu'à -65°C à travers la première passe d'un échangeur cryogénique puis est acheminé vers le déméthaniseur où il est séparé des autres hydrocarbures lourds.

Le GN sous-refroidi provenant de la tête du déméthaniseur subi le refroidissement final et la liquéfaction à travers la deuxième passe de l'échangeur cryogénique. Le GNL qui est à une température de -144°C et une pression de 39.75 bars est détendue à la pression atmosphérique et envoyé par des pompes vers les bacs de stockage à -162°C.

Les produits de fond de colonne de déméthaniseur alimentent la section fractionnement où ils sont séparés en éthane, Bu Pro et Gazoline.

Le Propane et le Butane sont acheminés vers l'unité GPL pour être stockés d'une part et pour l'extraction de l'Isobutane.

Les vapeurs à basse pression pour les besoins de la réfrigération et de la liquéfaction sont repris par le compresseur axial.

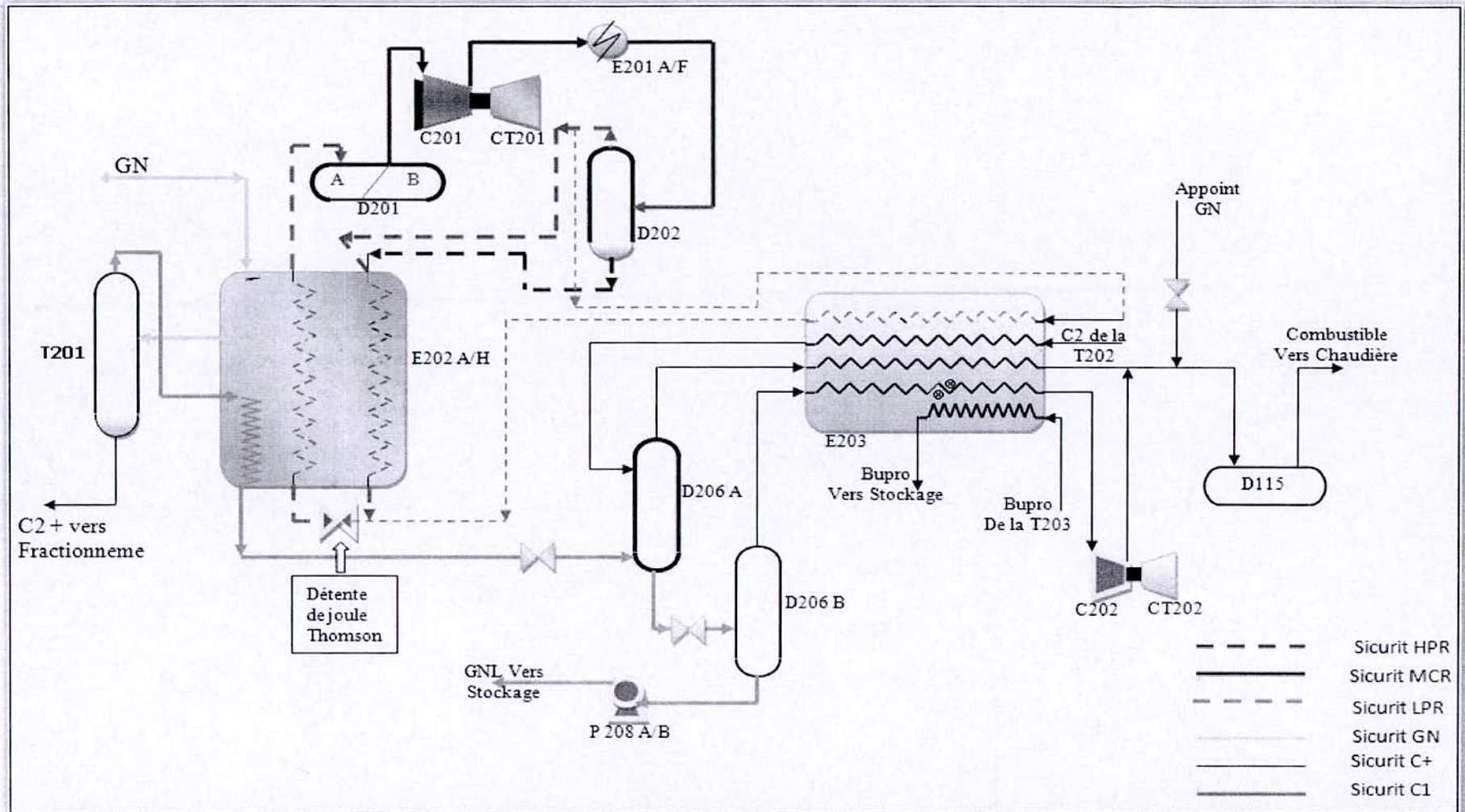


Fig. 2. 3 : Circuit PRICO.

2.3.3 : Section utilité

Le complexe est doté de

- une (01) chaudière d'une capacité de 320 tonne/h pour le train 10 ;
- deux (02) chaudières de 400 tonne/h chacune pour les unités 5P&6P pour les besoins des trains de liquéfaction en vapeur à haute, moyenne et basse pressions.

La chaudière est conçue pour transformer l'eau en vapeur surchauffée à une pression et une température bien déterminée de (480°C et 69 bars) dont 80% de la quantité sert à entraîner le turbocompresseur de cycle. Le reste est utilisé dans les auxiliaires de la chaudière même (turbopompes alimentaires et turbo ventilateur), le compresseur de Fuel Gaz (pour les unités 5P et 6P) la section fractionnement (rebouilleurs) et la section traitement gaz (réchauffeur de gaz de régénération, rebouilleur de la colonne de régénération) etc.

2.3.4 : Section de Stockage et d'expédition

Le GNL est stocké à -162°C dans cinq (05) bacs :

- trois (03) ayant une capacité de 56 000 m³ chacun ;
- Deux (02) ayant une capacité de 70 000 m³ chacun.

Le chargement du GNL est assuré au niveau des deux quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers de capacité de 25 000 à 90 000 m³ de GNL.

Chaque quais est doté de :

- Trois bras de chargement de GNL ;
- Un bras pour le retour des vapeurs de GNL

2.3.5 : Unité GPL

Cette unité traite le mélange Bupro (Butane et propane) provenant du train U10 afin de le séparer en Butane et Propane.

Cette unité assure aussi le stockage du propane et du Butane produits au niveau du complexe ainsi que les mêmes produits provenant de la raffinerie de Skikda.

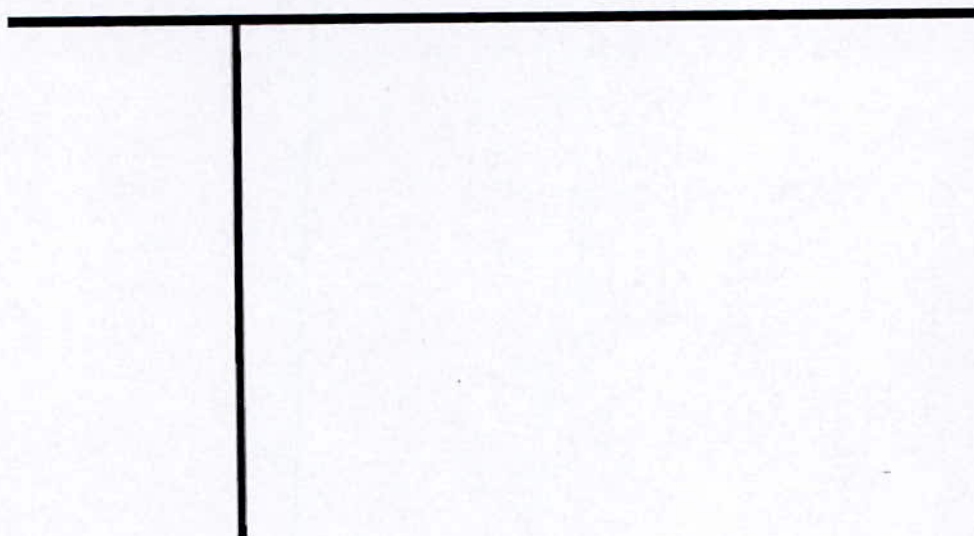


Chapitre

3

Étude technologique du

PROCÈDE PRICO



ÉTUDE TECHNOLOGIQUE DU PROCÈDE PRICO

3.1 : INTRODUCTION

On parle de cryogénie pour désigner les procédés de réfrigération à très basse température (Typiquement inférieure à 125 K), et les distinguer des cycles de réfrigération ordinaires. Bon nombre de ces procédés concernent la liquéfaction des gaz dits permanents, comme l'air, le gaz naturel, l'hydrogène ou l'hélium.

3.2 : LES CYCLES DE RÉFRIGÉRATION

Les cycles de réfrigération et de liquéfaction cryogéniques mettent en jeu des combinaisons de compressions paroisothermes, de refroidissements, de régénérations thermiques et de détente isenthalpique ou adiabatique des fluides..... (R1)

On peut distinguer quatre grandes familles de procédés thermodynamiques cryogéniques :

- › les procédés à détente isenthalpique de Joule-Thomson ;
- › les cycles inverses de Baryton à détente isentropique ;
- › les procédés mixtes associant une détente isenthalpique et une détente isentropique (Cycle de Claude) ;
- › les cascades classiques ou intégrées.

3.3 : DESCRIPTION DE LA SECTION CRYOGÉNIQUE DE PRICO (Voir fig.3. 1)

La section cryogénique assure la liquéfaction du gaz naturel provenant de la section traitement. Le gaz se rend à cette section à une température de 29°C pour avoir cédé sa chaleur à travers les échangeurs et sort à une température de -160°C. Ceci mis en jeu un fluide frigorigène composé d'hydrocarbure (MCR) sert à extraire la chaleur du GNT par un cycle fermé. Dans ce rapport nous traitons l'enchaînement du gaz à travers cette section et le cycle de MCR.....(R2)

3.3.1 : Circuit MCR

Les principaux équipements assurant le routage du processus de liquéfaction sont :

- Turbo compresseur MCR (C201) ;
- Condenseur du MCR (E201 A/F) ;
- Échangeur cryogénique (E202 A/H) ;
- Vannes de détente JOULE-THOMSON ;
- Ballon de flash (D206 A/B) ;
- Pompe de GNL (P 208 A/B).

L'enchaînement du processus et les repères des équipements de cette section sont représentés dans (fig. :2.3)

La réfrigérante haute pression (HPR) provenant du refoulement du compresseur de cycle (C201) est envoyée sous 21,5 bars et 114°C aux condenseurs MCR (E201 A/F) ou elle est refroidi à une température de 30°C par l'eau de mer. Le mélange liquide/vapeur haute pression, est séparé dans le ballon (D202 A/B). la fraction liquide reprise par les pompes (P202 A/B), et la fraction vapeur sont envoyées en tête des échangeurs (E202 A/H).

Le mélange gaz liquide HPR circulant du haut vers le bas, est refroidi en échange avec le LPR circulant à contre courant.

A la sortie froide du HPR dans chaque noyau est détendu par moyen des vannes de JOULE-THOMSON à 3.75 bar et - 147.1°C et forme le fluide LPR qui est réintroduit dans les noyaux circulant en bas vers le haut, il refroidi le HPR descendant et le GN.

Le LPR est entièrement vaporisé, sort en partie supérieure des noyaux vers le (D201 A/B) pour qu'il reprit par le compresseur (C201), et le cycle condensation/HPR/détente/LPR/vaporisation recommence.

Si le LPR à la sortie n'est pas entièrement vaporisé en sortie des échangeurs (E202 A/H). les condensats sont séparés dans les ballons (D 201 A/B), puis repris par la pompe (P 211) vers le ballon de réfrigérant (D202) ou vers un stockage vers le ballon (D209).

3.3.1.1 : Groupe turbo compresseur

Le groupe turbo compresseur est l'équipement principal de la section liquéfaction. Il transmet au fluide frigorigène (MCR) l'énergie nécessaire à la liquéfaction du GN dans les boites froides.

Il se compose d'une turbine à vapeur (CT201X) entraînant un compresseur axial (C 201) Dont le stator est équipé d'aubes mobiles.

Turbine (Voir annexe A)

Puissance nominale : 74000 KW,

Vitesse : 3430 tr / mn.

Compresseur (Voir annexe A)

Débit MCR : 1779834 Kg/h

Le compresseur de réfrigération est machine à simple corps et 13 étages de type axial entraîné par une turbine à vapeur. Le compresseur fait circuler le MCR avec une pression d'aspiration de 3,5bars et une pression de refoulement de 21,5 bars. Il fonctionne à une vitesse constante de 3430 tr/mn quelque soit la charge de réfrigérant.

Le compresseur est protégé contre le pompage par le régulateur anti pompage, qui contrôle le taux de compression, le débit massique de réfrigérant et l'angle des aubes de guidage. Ce régulateur ouvre la vanne avant qu'il y ait risque de pompage, cette vanne raccorde la ligne d'évacuation du réfrigérant gazeux en tête de (D202) au ballon d'aspiration de réfrigérant (D 201 A) (ligne de recyclage froid) et tend ainsi à abaisser le taux de compression par rapport au point de pompage.

Un clapet anti retour sur le refoulement du compresseur le protège contre le retour du flux de réfrigérant en cas de déclenchement. De plus un by-pass de 48" de diamètre entre la tuyauterie de refoulement du compresseur et le ballon d'aspiration (D 201 B) (Recyclage chaud), une vanne sur la ligne est ouverte par le système de déclenchement de la turbine, cela permet aux pressions des deux cotés du circuit de s'équilibrer sans retour de flux de réfrigération dans le compresseur.

Une troisième boucle de sécurité est prévue autour du compresseur afin d'éviter le pompage interne. Ce phénomène se produit en cas de fonctionnement à des vitesses faibles, cela coïncide la phase de démarrage ou de l'arrêt du compresseur, ce recyclage interne est prévu autour les premiers étages du compresseur pour assurer la liaison avec l'aspiration. La vanne située sur ce by-pass est ouverte aux vitesses partielles pour permettre la libre circulation à travers ces étages et éviter d'avoir l'apparition le pompage interne.

3.3.1.2 : Échangeur du réfrigérant

Il y a huit boites froides (E-201 A-H) comprenant chacune cinq échangeurs à plaque en aluminium brasé appelés noyaux. Les fluides de procédé circulent à travers les espaces entre les tôles d'aluminium ; des espaces sont offert tout à tour aux fluides froids (fluide frigorigène basse pression) et aux fluides chauds (fluides frigorigène haute pression et gaz sec à liquéfier)

3.3.1.3 : Condenseur de réfrigérant

Les condenseurs de réfrigérant (E-201 A-F) sont constitués par trois batteries en parallèles comprenant chacune deux calendres. Les gaz provenant du compresseur alimentent l'échangeur supérieur de chaque batterie et le produit froid partiellement condensé sort de l'échangeur inférieur, l'eau de mer provenant du système d'eau de refroidissement BP passe à travers les condenseurs en circulant de bas en haut à travers les trois batteries.

3.3.1.4 : Ballon d'agent frigorigène D 202

Les flux de MCR des six condenseurs sont mélangés dans ce ballon les phases liquide et vapeur se séparent et envoyées séparément aux échangeurs. La phase vapeur est envoyée directement et la phase liquide par la pompe de MCR (P202).

3.3.2 : CIRCUIT DU GAZ (Voir fig.2.3)

Le gaz traité alimentant la section cryogénique entre dans les échangeurs cryogéniques (E202A/H) répartis dans les huit boîtes froides contenant chacune cinq noyaux (Type : échangeur à plaque). Il a donc quarante noyaux en parallèle.

Le gaz naturel est d'abord refroidi à environ - 65 à travers la première passe dans les échangeurs, puis envoyé au déméthaniseur pour la récupération des hydrocarbures lourds condensés, le gaz léger retourne de tête de la colonne vers les échangeurs à - 65°C (deuxième passe) ou il est refroidi jusqu'à une température de - 144°C et une pression de 39.75 bar .

Le gaz liquéfié en provenance des échangeurs de réfrigérant subit une détente de 39.75 à 3,5 bar dans un ballon de flash HP (D 206 A), cette détente cause une chute de température jusqu'à - 148°C, et une certaine quantité de méthane et de gaz inertes est flashés.

Le liquide passe dans un deuxième ballon BP (D 206 B) dans lequel il subit une deuxième détente de 3,5 à 1,1 bar provoquant une chute de température jusqu'à - 162°C. une quantité supplémentaire de méthane et la quasi totalité du gaz inertes restants sont séparés par la détente.

Le gaz de flash HP est envoyé vers l'échangeur (E 203) pour avoir cédé des frigories, puis vers l'alimentation de l'unité HELIUS pour extraire les gaz inertes. Le compresseur de gaz combustible (C202) reprend les gaz du ballon (D 206 B) après avoir cédé ses frigories dans l'échangeur (E 203) pour les envoyer vers le ballon du gaz combustible (D115).

Le GNL à - 160°C est aspiré de (D 206 B) par les pompes GNL (P208 A/B) vers les bacs de stockage.....(R2)

3.4 : PARAMÈTRES DE FONCTIONNEMENT

Les valeurs dans le tableau suivant représentent les paramètres de fonctionnement pour un régime de production normal selon le design dans la section cryogénique.....(R2)

Tableau. 3.1 : Paramètre de fonctionnement du procédé PRICO.

Fluide	Débit	Pression (bar)		Température (C°)	
Gaz de flash HP	11226 Nm ³ /h	3.5		-148	
Gaz de flash BP	2347411226 Nm ³ /h	0.67/0.08		-161	
Réfrigérant liquide vers les boites	497934 Kg/h	21		32	
Réfrigérant entrant dans chaque JT	42905 Kg/h	-		-	
MCR liquide vers chaque noyau	11449 Kg/h	-		-	
MCR traversant le compresseur (C201)	1716211 Kg/h	Asp : 3.5	Ref : 21.5	Asp : 20	Ref : 114
GNL sortie de 8 boites	182082 Kg/h	39.75		-144	
Vapeur HP vers turbine	250 T/h	65		-	

3.5 : CALCUL THERMODYNAMIQUE

3.5.1 : Équations générales

Appliquant les équations de la conservation de la masse et de l'énergie pour un système à plusieurs entrées et sorties respectivement. (R1)

La conservation de la masse

$$\frac{dm_{cv}}{dt} = \sum m_i - \sum m_e \dots\dots\dots (1).$$

La conservation de l'énergie

$$\frac{d}{dt}(U + K_E + P_E) = Q_{cv} + W_{cv} + \sum_i m_i \left(h_2 + \frac{v_2^2}{2} + gz_2 \right) - \sum_e m_e \left(h_1 + \frac{v_1^2}{2} + gz_1 \right) \dots\dots\dots (2).$$

3.5.2 : Calcul du coefficient de performance

La puissance introduite par le compresseur

$$m_1 - m_2 = 0 \Rightarrow m_1 = m_2 = \dot{m}$$

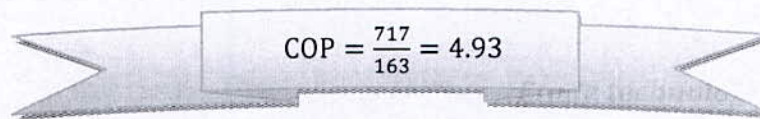
$$\frac{\dot{W}_c}{\dot{m}} = (h_2 - h_1)$$

L'échangeur de réfrigérant (évaporateur)

$$\frac{Q_{\text{évap}}}{\dot{m}} = (h_1 - h_{\text{ELPR}})$$

Le coefficient de performance : (pour les Δh voir tableau annexe A)

$$\text{COP} = \frac{(h_1 - h_{\text{ELPR}})}{(h_2 - h_1)}$$


$$\text{COP} = \frac{717}{163} = 4.93$$

3.6. CONCLUSION

On s'est basé sur le circuit PRICO qui fait partie des procédés à détente isenthalpique de Joule-Thomson, ou on a présenté ces différents équipements, fait l'étude thermodynamique par le calcul de son coefficient de performance à l'aide du simulateur HYSYS qu'on détaillera aux chapitres 5 et 6.

Un COP de 4.93 est un bon résultat pour une installation frigorifique à liquéfaction de gaz.

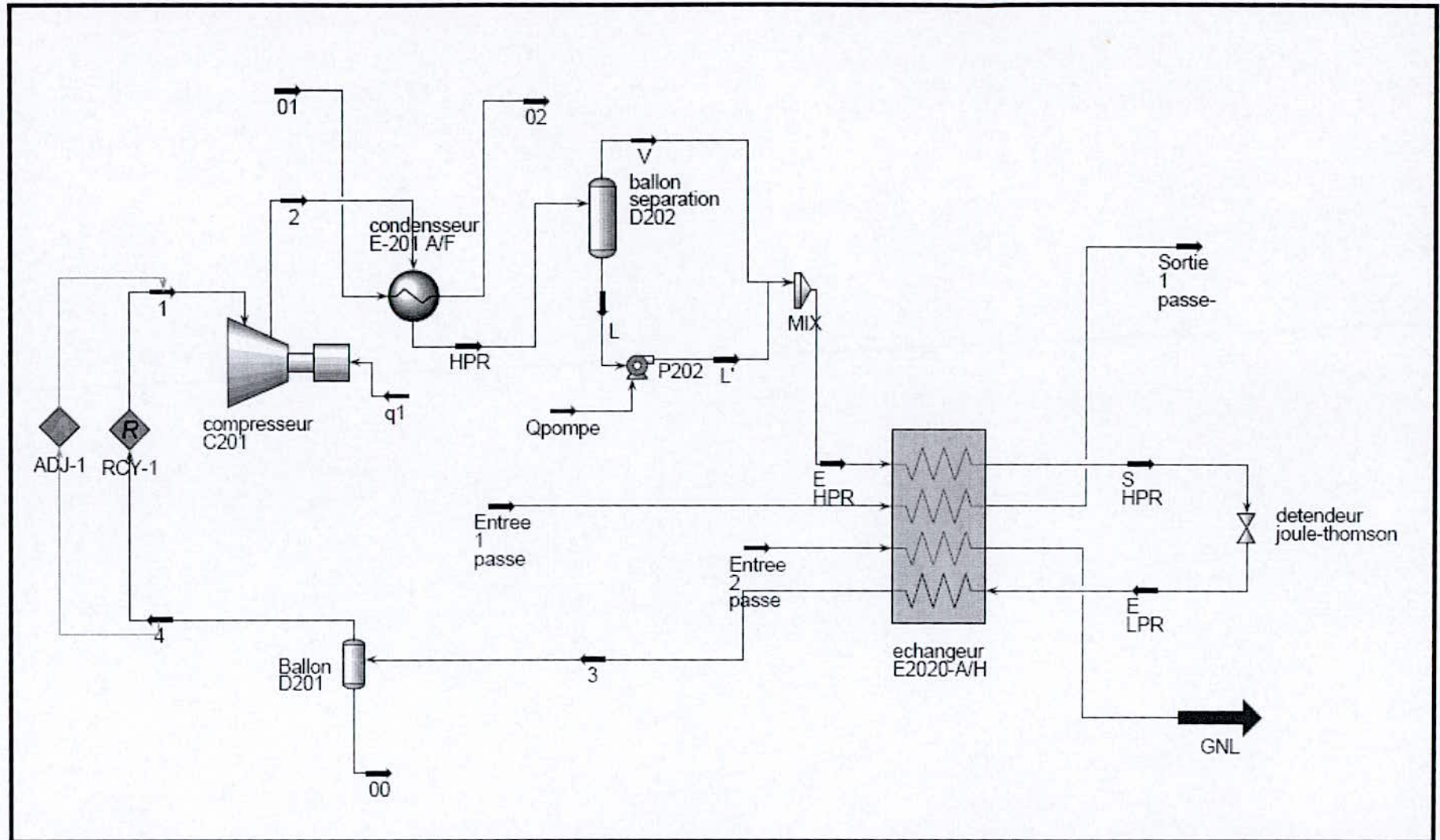


Fig. 3. 1 : section cryogénique

C *h*apitre | 4

ÉTUDE TECHNOLOGIQUE DE

L'INSTALLATION À VAPEUR



ÉTUDE TECHNOLOGIQUE DE L'INSTALLATION À VAPEUR

4.1 : GÉNÉRALITÉ

4.1.1 : Principe (le cycle de Rankine Hirn)

Les installations motrices à vapeur répondent, à quelques exceptions près, au schéma de base représenté ci-dessous. Elles comportent quatre composants de base : une *pompe* alimentant en eau sous pression à l'état liquide une chaudière ou *générateur de vapeur* qui fournit à la *turbine à vapeur (TAV)* la vapeur vive (à haute pression) dont la détente produit le travail moteur, avant de revenir à l'état liquide (à basse pression) dans le *condenseur* d'où elle est extraite par la pompe. Le fluide moteur utilisé est la vapeur d'eau, qui parcourt de la sorte un cycle moteur appelé cycle de *RANKINE-HIRN*, et sa représentation dans le diagramme (T, S) ; (Pour le Diagramme (T, S) : Voir l'annexe A)..(R1)

A l'aspiration de la pompe, l'eau est à l'état de liquide saturé ($x = 0$) à la pression P_{7L} (état 7L). La compression effectuée par la pompe jusqu'à la pression P_1 idéalement isentropique, de sorte qu'en 1, l'eau est à l'état liquide non saturé. Du fait de la valeur faible du volume massique, on peut noter que l'état 1 est voisin de l'état 7L. Lorsque le liquide à l'état 1 est introduit dans le générateur de vapeur, l'action calorifique Q qu'il y subit le fait passer successivement et de façon isobare par les états 2' de liquide saturé, 2'' de vapeur saturée sèche et 2 de vapeur surchauffée à la pression $P_2 = P_2'$ et à la température T_2 .

La vapeur surchauffée ainsi obtenue et ayant une enthalpie élevée est ensuite détendue de manière supposée isentropique jusqu'à la pression P_5 dans la turbine et y effectue donc un travail moteur W_{MOT} .

A l'échappement de la turbine, la vapeur est à l'état 5 de vapeur saturée humide, son titre X_5 étant élevé. La pression P_5 , qui est en général très faible (de l'ordre de 13.52 Kpa), est fixée par la température que fait régner au condenseur le circuit de refroidissement qui y réalise sur la vapeur détendue l'effet calorifique négatif Q_2 nécessaire à la condensation. En admettant que celle-ci se fasse de façon isobare, la pression de reprise du condensât par la pompe est $P_5 = P_{7L}$.

Le cycle ainsi décrit est en son principe dû à *RANKINE*, l'idée de la surchauffe et soutirage ayant été introduite par *HIRN*.

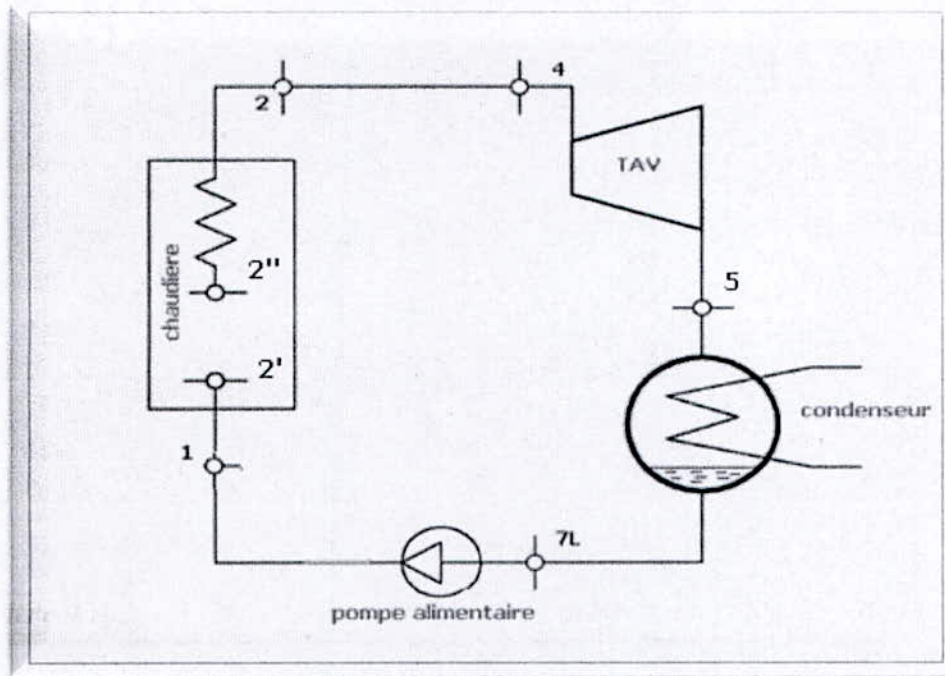


Fig. 4. 1 : Cycle de Rankine Hirn.

4.1.2 : Principaux équipements de la centrale

Les principaux équipements de la centrale sont (Voir fig. : 4.4).....(R2)

4.1.2.1 : La turbine a vapeur (TAV)

Cette turbine de 73,5/78,2 MW est un groupe monobloc. Elle est construite suivant le procédé Brown Boveri, Son ailetage est du type combiné à action et à réaction Elle se compose essentiellement des pièces suivantes:

› *Enveloppe de la turbine* (Voir Annexe A)

En 2 parties démontables assemblées suivant un plan horizontal passant par l'axe de la machine. L'étanchéité entre les deux demis - cylindres étant assurée, sans garnitures par un contact métal sur métal des brides au moyen de goujons, en acier spécial. Chacune des deux parties supérieure et inférieure du cylindre est, elle-même constituée d'une partie HP en acier, coulé soudable et d'une partie BP en fonte, les parties HP et BP étant assemblées suivant un plan vertical par des brides boulonnées; cette liaison étant faite d'une manière définitive.

› *L'arbre de la turbine* (Voir Annexe A)

En acier forgé est constitué de 7 tronçons soudés à leurs périphéries.

Il comprend une roue double à action suivie de 19 rangées mobiles.

La poussée résultante de l'ailettage à réaction est en grande partie, équilibrée au moyen d'un tambour d'équilibrage à segments effaçables portée par une chemise, à deux étages placé à l'arrière de la roue à action, la poussée résiduelle étant absorbée par le palier de butée.

Un accouplement rigide relie l'arbre turbine à l'arbre du compresseur du côté opposé le bout d'arbre reçoit le mécanisme d'embrayage du vireur, le pignon d'entraînement de la distribution et le régulateur de sûreté.

➤ **L'ailettage**

Il se compose de :

- ✓ Tuyères HP;
- ✓ Ailettage action HP (constitué par 2 rangés d'ailettes mobiles et un rangé d'ailettes fixes) ;
- ✓ Ailettage réaction HP ;
- ✓ Ailettage réaction BP ;

➤ **Paliers et coussinets** (Voir Annexe A)

La turbine comporte 2 paliers :

- ✓ Un palier AV n°1 côté échappement. Il renferme le mécanisme du vireur et porte la distribution.
- ✓ palier de butée n°2. côté compresseur. Il enferme la butée et porte l'appareil de mesure de déplacement de l'arbre.

L'arbre turbine repose sur 2 coussinets à poches à graissage par huile sous pression :

- ✓ Le coussinet I: est situé dans le palier I est simplement porteur du type à poches.
- ✓ Le coussinet II: est situé dans le palier II est du même type que le précédent.

Le coussinet III: situé également dans le palier II, est un coussinet de butés.

➤ **Vireur d'arbre** (Voir Annexe A)

Dans une turbine à l'arrêt dont les arbres et cylindres sont encore chauds, il se produit des courants de convection. La vapeur chaude monte, tandis que le froid descend. L'arbre et le cylindre prennent la température de la vapeur et se déforme en conséquence. Lors d'une remise en service dans les

conditions, l'arbre de la turbine vibre et peut dans certains cas, frotter soit dans l'ailettage soit aux boîtes étanches.

Pour parer aux inconvénients d'une répartition inégale de la température à l'arrêt de la turbine, et de ce fait à une déformation de l'arbre et du cylindre, il faut virer l'arbre d'une vitesse de 20 à 100 tours/min jusqu'à la prochaine mise en service, ou jusqu'à ce que la turbine soit froide (température inférieure à 150 °C).

L'emploi du vireur d'arbre lors de la mise en service présente un certain avantage, car pour éviter l'air du condenseur, il faut donner de la vapeur de barrage aux boîtes étanches. L'arbre en tournant permet d'éviter un échauffement irrégulier des parties situées aux boîtes étanches et de ce fait, élimine toute excentricité.

4.1.2.2 : Le condenseur

Cette appareil et de type CEM, par surface, à un seul parcours, il est fixé rigidement au sol. Il comporte :

- Deux boîtes à eau ;
- Deux plaques tubulaires ;
- Un faisceau tubulaire ;
- Un corps vapeur.

4.1.2.3 : La motopompe d'extraction

Deux pompes entraînées par deux moteurs électriques, elles sont réalisées avec un corps en fonte, roue en fonte et arbre en acier. Les paliers sont équipés par des roulements à billes.

La puissance de chaque pompe est de 35 KW.

4.1.2.4 : Le dégazeur

Du type CEM, verticale à pulvérisation, il est constitué d'une enveloppe en tôle d'acier soudée, fermée par deux fonds bombés.

La chambre d'eau, à la sortie supérieure, supporte une colonne de pulvérisation composée d'un empilage de couronnes et d'anneaux élastiques en acier inoxydable, maintenu par un ressort antagoniste assurant une fine pulvérisation de l'eau quelque soit le débit.

La vapeur arrive dans la partie centrale, une partie du débit est envoyé à la partie inférieure par des tubes convenablement dimensionnés.

Des crépines en acier inoxydable placé au-dessous du tore, assurent la finition du dégazage.

4.1.2.5 : La bêche alimentaire

Du type horizontal, elle est réalisée entièrement en tôle d'acier soudée et est fermée par un fond bombés.

Elle est renforcée par des anneaux intérieurs et repose sur 3 pattes. Les tubulures de sortie d'eau dégazée sont équipées de dispositif anti vortex.

4.1.2.6 : Les pompes alimentaires

C'est une pompe centrifuge entraînée par une turbine à vapeur à contre pression, qui alimente la chaudière à partir de la bêche alimentaire, l'eau est refoulée à une pression de 69 bars avec un débit de 350 m³/h.

Une pompe de secours (en virage) de mêmes caractéristiques est installée en parallèle avec la pompe principale.

4.1.2.7 : La chaudière (Voir fig.4. 2)

La chaudière est conçue pour la production de la vapeur d'eau nécessaire pour le fonctionnement des équipements du train de liquéfaction.

Elle est composée de :

- 2 ballons
- Foyer
- 6 bruleurs
- Puits d'échangeur constitué par : deux surchauffeurs et deux économiseurs d'énergie

La chaudière est alimentée par l'eau traitée, elle est elle réchauffée à 180°C dans l'économiseur, avant d'arriver au ballon supérieur.

Les bruleurs sont mis en service à la température du foyer à environ 1200°C. Le transfert de chaleur se fait du foyer vers l'eau par rayonnement et conduction.

Le mélange eau/ vapeur est récupéré au niveau de ballon supérieur qui assure leur séparation.

La vapeur saturée (280°C) quitte le ballon supérieur après passage à travers un filtre puis passe dans le surchauffeur primaire, puis le surchauffeur secondaire. Entre les deux, une désurchauffe est assurée par injection d'eau alimentaire sous contrôle d'une vanne de régulation de température.

A la fin, on obtient une vapeur surchauffée à (482°C et 69 bars) qui servira à faire tourner le groupe turbocompresseur de cycle ainsi que les auxiliaires chaudière. Les fumées après avoir traversé le puits des échangeurs sont évacuées à l'atmosphère à 150°C environ.

Il y a différentes vapeurs qui sont utilisées en fonction des besoins :

- **VS** : vapeur surchauffée
- **VM** : vapeur moyenne pression

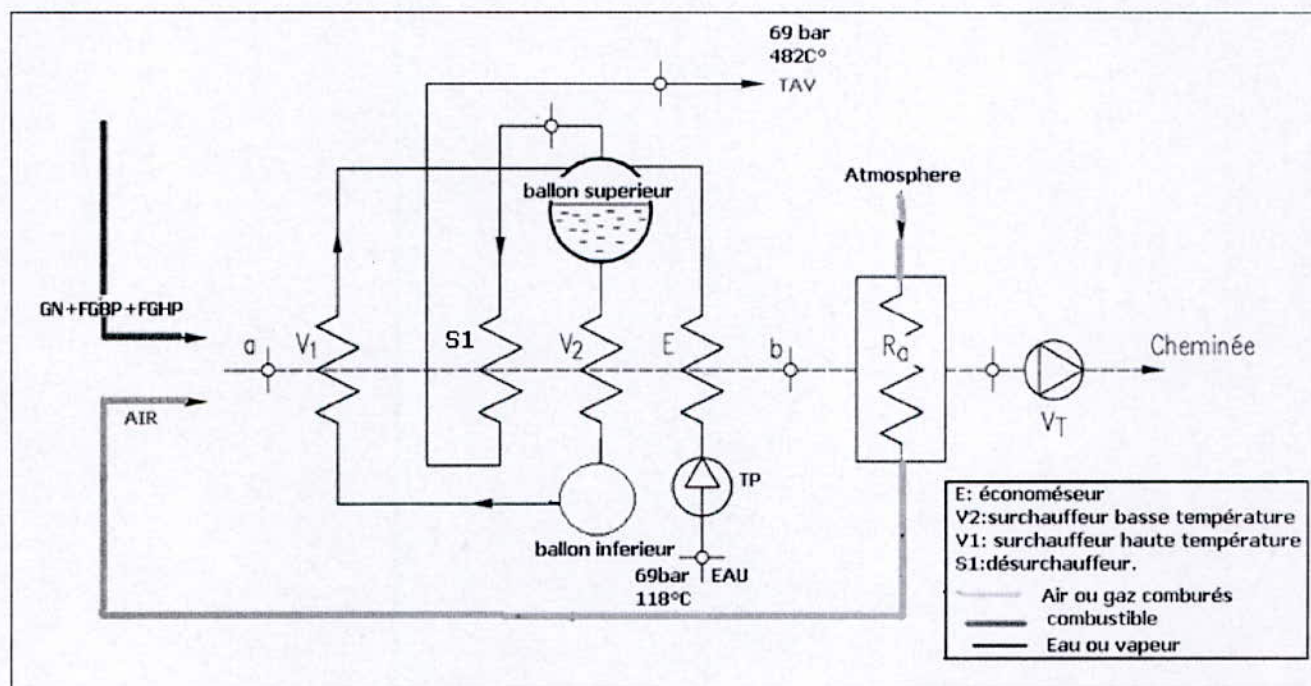


Fig. 4. 2 : Circuit de l'eau dans la chaudière

4.2 : ÉTABLISSEMENT DU BILAN MASSIQUE ET ÉNERGÉTIQUE DU CYCLE À VAPEUR

4.2.1 : Détermination des besoins en vapeur

On a deux types de consommateurs

4.2.1.1 : Consommateurs VM (Voir Annexe A " unité 5P)

Les consommateurs de la VM sont des rebouilleurs, dont les caractéristiques sont données au tableau ci-dessous. A une température de 145.4°C et de pression de 2.13 bar (température de 145.4°C), ils sont schématisés dont le cycle par un seul rebouilleur.

Tableau. 4. 1 : Consommateurs VM.

Consommateurs	Débit (t/h)
Réchauffeur de gaz d'alimentation	8.48
Rebouilleur d'amine	5.58
Récupérateur d'amine	0.88
Rebouilleur du déméthaniseur	3.56
Rebouilleur du dééthaniseur	3.9
Rebouilleur de débutaniseur	1.48
Rebouilleur de la colonne de séparation (C3-C4)	1.5

Le débit total du VM = 25.74 t/h = 7.15 kg/s

4.2.1.2. : Consommateurs de vapeur surchauffée VS (Voir Annexe A " unité 5P).

Le tableau suivant donne les différents consommateurs du VS avec leurs débits :

Tableau. 4. 2 : Consommateurs VS.

Consommateurs	Repère	Débit (t/h)
Turbine à vapeur compresseur du cycle TAV	TAV	250
Turbine à vapeur compresseur FUEL GAZ TC	TC	60.592
Turbine entraînement du ventilateur TV	TV	12
Turbine entraîné des pompes d'alimentation TP	TP	18.50

Le Débit total du VS = 341.44 t/h = 106.9 kg/s.

4.2.2 : La combustion

La combustion sera faite pour un mélange de trois gaz qui sont (R1)

Gaz naturel = 1.8 kg/s;

FGBP = 5.67 kg/s;

FGHP = 2.87 kg/s.

Le débit du combustible est déterminé pour une marche continue correspondant à 92% du régime continue de marche (RCM). Soit une production de vapeur d'environ 400 t/h.

4.2.2.1 : Composition du mélange

Tableau. 4.3 : Composition du mélange combustible.

Composant	%GN		%FGBP		%FGHP	
	%mole	%masse	%mol	%masse	%mol	%masse
N ₂	5.8	8.20	28.95	41.63	43.11	58.35
CO ₂	0.21	0.46				
H _e	0.19	0.038	0.04	0.01	4.06	0.78
CH ₄	83	67.061	71.01	58.35	52.83	40.86
C ₂ H ₆	7.1	10.75				
C ₃ H ₈	2.40	5.33				
iC ₄ H ₁₀	0.4	1.17				
nC ₄ H ₁₀	0.6	1.75				
iC ₅ H ₁₂	0.12	4.36				
C ₆ H ₁₄	0.1	0.43				
C ₇ H ₁₆	0.06	0.302				
C ₈ H ₁₈	0.02	0.115				

Note :

Calcul du % massique de chaque composant :

$$X_i = \frac{Y_i * m_i}{\sum_i (Y_i * m_i)}$$

Y_i : Le % molaire du composant.

m_i : La masse molaire du composant

X_i : Le % massique du composant

4.2.2.2 : Débit total du mélange (m_T)

Le calcul ci-dessous détermine les différents débits de chaque gaz utilisé :

Tableau. 4. 4 : Débit total du mélange combustible.

Composant	Débit GN (kg/h)	Débit FGBP (kg/h)	Débit FGHP (kg/h)	Débit mélange (kg/h)
N ₂	531.36	8497.5156	6028.722	15057.5976
CO ₂	29.80			20.80
H _e	2.462	2.041	80.5896	85.0926
CH ₄	4345.55	11910.40	4221.6552	20477.6052
C ₂ H ₆	696.6			696.6
C ₃ H ₈	345.384			345.384
iC ₄ H ₁₀	75.816			75.816
nC ₄ H ₁₀	113.4			113.4
iC ₅ H ₁₂	282.528			282.528
C ₆ H ₁₄	27.864			27.864
C ₇ H ₁₆	19.56			19.56
C ₈ H ₁₈	7.452			7.452
TOTAL	6484	20410	10331	37225

Note :

$$m_T = \sum_i m_i$$

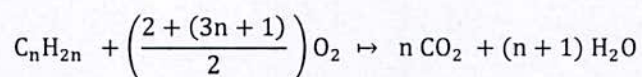
Donc le débit total égale à :

$$M_T = 10.34 \text{ kg/s}$$

4.2.2.3 : Débits et composition des fumées

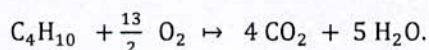
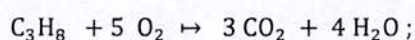
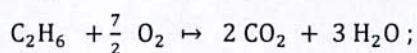
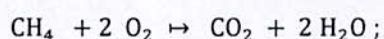
La combustion est une réaction chimique entre un corps (combustible) et un corps comburant (le plus souvent l'oxygène de l'air), dont l'intérêt principal est d'être exothermique.

On pourra écrire les réactions de combustion sous la forme :



Une combustion est complète quand les produits de combustion sont eux même incombustibles, tels le bioxyde de carbone CO₂ et l'eau H₂O.

Les réactions de combustion sont : (condition stœchiométrique) :



Calcul de l'oxygène nécessaire, le dioxyde de carbone et l'eau produit par la combustion :

$$m_{O_2} = 2701.40 \text{ Kmole/h;}$$

$$m_{CO_2} = 1363.537 \text{ Kmole/h;}$$

$$m_{H_2O} = 2677.058 \text{ Kmole/h.}$$

Les gaz secs évacués, si la combustion étant neutre seraient :

► Produits de combustion :

$$m_{CO_2} = 1363.537 \text{ Kmole/h.}$$

► Les gaz non participant dans la réaction :

$$N_2 \text{ (du combustible) } 537.77 \text{ K mole/h ;}$$

$$H_e \text{ (du combustible) } 21.273 \text{ K mole/h ;}$$

$$m_{CO_2} \text{ (du combustible) } 0.677 \text{ K mole/h ;}$$

$$N_2 \text{ (de l'air) } 10157.264 \text{ K mole/h.}$$

Pour la combustion réelle : on tiendra compte de l'excès d'oxygène (2% sur le gaz sec à la cheminée (donné du constructeur).

$$0.02 = \frac{\text{mole de } O_2 \text{ dans les fumées}}{\text{nombre total de moles dans les fumées}}$$

Le dénominateur est égale à la somme des nombre calculés plus haut soit moles augmentées de (moles O_2 dans les fumées + moles N_2 accompagnant excès O_2) ;

Soit :

$$0.02 = \frac{(\lambda - 1) \sum O_2}{\sum O_2 + \sum N_2 + (\lambda - 1) \sum O_2}$$

Alors

$$\lambda = 1.098$$

L'air sec nécessaire pour la combustion avec excès sera composé de :

$$m_{O_2}: 2966.13 \text{ K moles/h} = 26.36 \text{ Kg/s};$$

$$m_{N_2}: 11152.64 \text{ K moles/h} = 86.742 \text{ Kg/s}.$$

$$\text{Masse d'air sec} = 113.10 \text{ Kg/s}$$

Note

Dans les calculs l'air considéré sera l'air standard tel que défini par l'association « ABMA » donnée :

- ▶ Oxygène O_2 : 20.99% mole ;
- ▶ Azote N_2 : 78.03% mole ;
- ▶ Inerte : 0.98% mole.
- ▶ Humidité (sur l'air sec) : 1.3% poids

Humidité : sera calculée comme suivant :

On a l'humidité de l'air 1.3% poids

Donc :

$$0.02 = \frac{m}{\text{masse d'air sec} + m}$$

m : la masse d'humidité accompagnant l'air sec :

$$\text{Alors : } m = 1.48 \text{ Kg/s}$$

$$\text{Masse de l'air humide : } 114.58 \text{ kg/s}.$$

La composition des fumées

La composition des fumées est donnée, dans le tableau suivant :

Tableau. 4. 5 : Composition des fumées.

Fumée	Débit kg/s	%Molaire	%massique
N ₂	89.406	64.74	62.29
H ₂ O	13.38	14.93	9.32
CO ₂	16.66	7.60	11.60
O ₂	24.05	12.596	16.75
H _e	0.023	0.118	0.016

Débit des fumées à la sortie de cheminée :

$$M_T = 143.5 \text{ kg/s}$$

4.2.3 : Calcul de la puissance introduite par le combustible

La puissance est le produit du débit ; et du pouvoir calorifique inferieur :

$$\dot{E} = \dot{m}_T * PCI$$

Le pouvoir calorifique inferieur total est la somme du produit du pouvoir calorifique inferieur de chaque élément, et de sa composition massique.

$$PCI = \sum_i PCI_i$$

4.2.3.1 : La puissance apportée par le gaz naturel

Calcul le PCI du gaz naturel

On a les composants du GN participants dans la combustion sont :

Tableau. 4. 6 : Composition du GN dans le combustible.

Composant	Masse molaire	%Massique	PCI KJ/Kg
N ₂	28	8.57	0.00
CH ₄	16	71.32	50009.28
C ₂ H ₆	30	11.47	47511
C ₃ H ₈	44	5.32	46334
IC ₄ H ₁₀	58	1.25	0.00
nC ₄ H ₁₀	58	1.87	45720

Donc :

$$PCI_{GN} = PCI_{CH_4} * \left(\frac{CH_4}{100}\right) + PCI_{C_2H_6} * \left(\frac{C_2H_6}{100}\right) + PCI_{C_3H_8} * \left(\frac{C_3H_8}{100}\right) + PCI_{nC_4H_{10}} * \left(\frac{nC_4H_{10}}{100}\right).$$

$$PCI_{GN} = 44436.06 \text{ KJ/Kg};$$

On a que: $\dot{m}_{GN} = 1.8 \text{ Kg/s}$;

Alors :

$$\dot{E}_{GN} = 79.9 \text{ MW}$$

4.2.3.2 : La puissance apportée par le FGBP

Calcul le PCI du FGBP

Tableau 3. 7 : Composition du FGBP dans le combustible.

Composant	Masse molaire	%Massique	PCI KJ/Kg
N ₂	28	41.64	0.00
CH ₄	16	58.36	50009.28

Donc :

$$PCI_{FGBP} = PCI_{CH_4} * \left(\frac{CH_4}{100}\right) + PCI_{N_2} * \left(\frac{N_2}{100}\right).$$

$$PCI_{FGBP} = 29185.41 \text{ KJ/Kg}$$

On a que : $\dot{m}_{FGBP} = 5.67 \text{ Kg/s}$.

Alors :

$$\dot{E}_{FGBP} = 165.4 \text{ MW}$$

4.2.3.3 : La puissance apportée par le FGHP

Calcul le PCI du FGHP

Tableau. 4. 8 : Composition du FGHP dans le combustible.

Composant	Masse molaire	%Massique	PCI KJ/Kg
N ₂	28	58.81	0.00
CH ₄	16	41.19	50009.28

Donc :

$$PCI_{FGHP} = PCI_{CH_4} * \left(\frac{CH_4}{100}\right) + PCI_{N_2} * \left(\frac{N_2}{100}\right).$$

$$PCI_{FGHP} = 20590.82. \text{ KJ/Kg}$$

$$\text{On a que: } m_{FGHP} = 2.87 \text{ Kg/s}$$

Alors :

$$\dot{E}_{FGBP} = 59.1 \text{ MW}$$

Calcul de la puissance total du combustible : c'est la somme des trois puissances du mélange :

$$\dot{E}_T = \dot{E}_{GN} + \dot{E}_{FGBP} + \dot{E}_{FGHP}.$$

$$\dot{E}_T = 304.5 \text{ MW}$$

4.2.4 : Vérification du débit de vapeur traversant la chaudière

A partir de l'équation de la conservation de l'énergie pour un volume de control (C, V) autour de la chaudière, on trouve :

$$\frac{d}{dt} = (U + K_E + P_E) = \dot{Q}_{CV} + \dot{W}_{CV} + \sum_I \dot{m}_i \left(h_i + \frac{V_i^2}{2} + gZ_i \right) - \sum_e \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gZ_e \right)$$

$$\dot{m}_2 - \dot{m}_1 = 0 \quad \mapsto \quad \dot{m}_2 = \dot{m}_1 = \dot{m} \text{ (équation de continuité).}$$

$$0 = \dot{Q}_{CV} + \dot{W}_{CV} + \sum_I \dot{m}_i \left(h_i + \frac{V_i^2}{2} + gZ_i \right) - \sum_e \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gZ_e \right)$$

$$0 = \dot{Q}_T + \dot{W}_T + \dot{m} (h_2) - \dot{m} (h_1)$$

$$0 = -\dot{Q}_T + \dot{m}(h_2 - h_1)$$

$$\dot{Q}_T = \dot{m}(h_2 - h_1)$$

$$\dot{m} = \frac{\dot{Q}_T}{(h_2 - h_1)}$$

Calcul de la variation d'enthalpie : Δh

Le diagramme ci-dessous représente les différents étapes de production de vapeur surchauffé (de 118°C à 480°C, 69 bar).

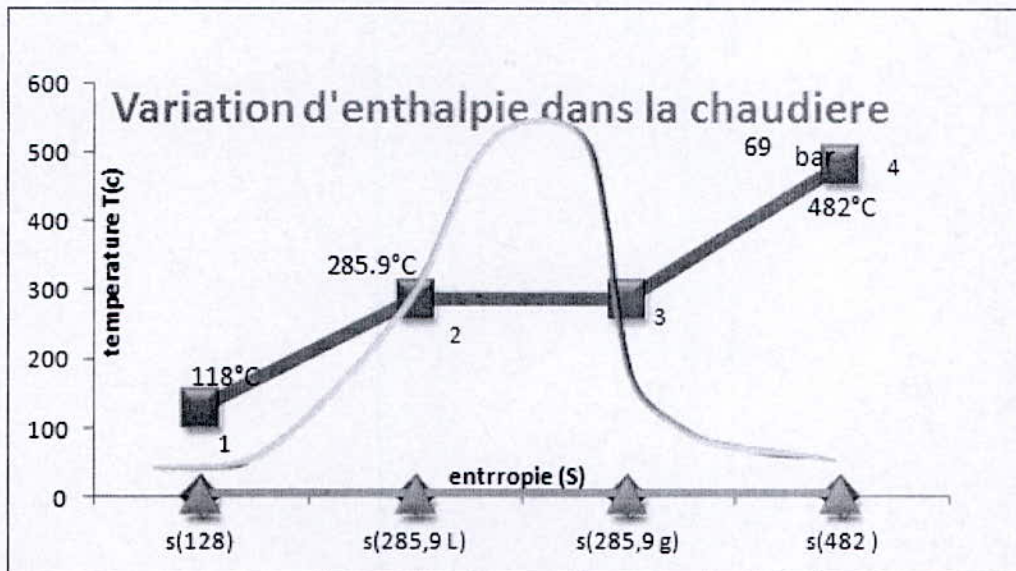


Fig. 4. 3 : Variation d'enthalpie dans la chaudière

Étape : 1 \rightarrow 2

C'est l'intervalle de réchauffage de température d'entrée T1 à la température de saturation T2

$$\Delta h_1 = h_2 - h_1$$

A partir des tableaux de Molier on trouve que :

$$h_2 = 1268 \text{ kJ/kg}$$

$$h_1 = 499 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta h_1 = 769 \text{ kJ/kg}$$

Étape : 2 \mapsto 3 Intervalle vaporisation

Suivant les tableaux de Molier on trouvera :

$$\Delta h_2 = h_g - h_f$$

$$\Delta h_2 = 1505 \text{ kJ/kg}$$

Étape 3 \mapsto 4

$$\Delta h_3 = h_4 - h_{g3}$$

$$h_4 = 3368 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{g3} = 2772 \text{ kJ/kg}$$

Donc:

$$\Delta h_3 = 596 \text{ kJ/kg}$$

La chute d'enthalpie totale Δh est la somme des chutes d'enthalpie pour les trois étapes,

Donc :

$$\Delta h = 2870 \text{ kJ / kg}$$

Calcul du débit vapeur

Suivant le principe de l'échangeur :

$$\dot{Q}_t = \dot{m} * \Delta h \mapsto \dot{m} = \frac{\dot{Q}_t}{\Delta h}$$

Donc :

$$\dot{m} = 106.1 \text{ Kg/S}$$

4.2.5 : Vérification du débit de la turbine à vapeur (TAV)

C'est une turbine à vapeur à condensation totale.

Les conditions à l'entrée sont : $P_1 = 66.7 \text{ bar abs}$
 $T_1 = 480^\circ\text{C}$
 $h_1 = 3400 \text{ kJ/kg}$

Les conditions à la sortie sont : $P_2 = 150 \text{ mbar abs}$
 $T_2 = 53.9^\circ\text{C}$
 $h_2 = 2450 \text{ kJ/kg}$

La puissance est égale à 75 MW

Le débit est égal au rapport de la puissance et la chute d'enthalpie.

Donc :

$$\dot{m}_{TAV} = 78.9 \text{ Kg/S}$$

4.2.6 : Vérification du débit de vapeur de la turbine à vapeur (TC)

La turbine à vapeur (TC) entrainant le compresseur fuel gaz, et de type contre pression.

Les conditions à l'entrée sont : $P_1 = 66.7 \text{ bar abs}$
 $T_1 = 480^\circ\text{C}$
 $h_1 = 3400 \text{ kJ/kg}$

Les conditions à la sortie sont : $P_2 = 5.2 \text{ bar abs}$
 $T_2 = 298.5^\circ\text{C}$
 $h_2 = 3080 \text{ kJ/kg}$

La puissance est égale à 1.098 MW

Le débit est égal au rapport de la puissance et la chute d'enthalpie.

Donc :

$$\dot{m}_{TV} = 3.4 \text{ Kg/S}$$

4.3 : CALCUL THERMODYNAMIQUE DE L'INSTALLATION

4.3.1 : Les paramètres thermodynamiques dans les différents points de l'installation

Tableau. 4. 9 : Les paramètres thermodynamiques dans les différents points de l'installation sans soutirage.

Point	Description	Température (C°)	Pression (bar)	Débit (Kg/S)	Titre	Enthalpie KJ/Kg
2	Sortie chaudière	482	69	97.22	01	3368
4	Entrée TAV	482	69	69.44	01	3368
5	Sortie TAV	52	0.1352	69.44	0.8696	2291.4
6	Sortie condenseur	52	0.1352	69.44	00	204.82
6'	Sortie pompe à extraction	52.04	3.803	69.44	00	204.82
3	Entrée utilité	482	69	27.77	01	3368
3'	Sortie utilité	145.4	4.2	27.77	01	2774.21
3''	Sortie rebouilleur	145.4	4.2	27.77	0.2781	1198.18
8	Entrée pompe alimentaire	118	3.803	97.22	00	487.86
1	Entrée chaudière	118.8	70	97.22	00	498.96

4.3.2 : Étude théorique du circuit à vapeur

Tous les principes fondamentaux exigent pour l'analyse thermodynamique des systèmes générateurs de puissances inclus :

- Principe de la conservation de la masse ;
- Principe de la conservation de l'énergie ;
- Le deuxième principe de la thermodynamique.

Ces principes s'appliquent aux composants individuelles d'un central tel que les turbines, les pompes, les échangeurs de chaleur. (R1)

Hypothèses

- Les transferts thermiques entre les différents composants de cette installation avec l'environnement sont négligés pour simplifier les calculs ;
- Les variations des énergies cinétiques et potentielles du fluide traversent le cycle sont ignorées ;
- Chaque composant est supposé fonctionner à l'état d'équilibre (état stationnaire).

En utilisant les principes de conservation de masse et de l'énergie avec les hypothèses citées, nous posons les expressions pour le transfert de l'énergie en commençant par l'état initial, et en procédant par la même manière pour les autres composants (turbine, pompe, chaudière.....)

Appliquant les équations de la conservation de la masse et de l'énergie pour un système à plusieurs entrées et sorties respectivement :

La conservation de la masse :

$$\frac{dm_{cv}}{dt} = \sum m_i - \sum m_e \dots\dots\dots (1)$$

La conservation de l'énergie

$$\frac{d}{dt}(U + K_E + P_E) = \dot{Q}_{CV} + \dot{W}_{CV} + \sum_i \dot{m}_i \left(h_i + \frac{V_i^2}{2} + gZ_i \right) - \sum_e \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gZ_e \right) \dots\dots\dots (2)$$

4.3.2.1 : La puissance produite par la turbine (TAV)

La vapeur sortante de la chaudière à l'état (2) ayant une pression et température élevés, se détente dans la turbine en produisant un travail, puis elle est évacuée vers le condenseur à l'état (5) à une pression relativement basse. En négligeant le transfert thermique avec l'environnement et en supposant que l'écoulement est permanent pour un volume à la base de la turbine, les équations (1) et (2) s'écrivent :

$$\begin{aligned} \dot{m}_4 - \dot{m}_5 &= 0 \Rightarrow \dot{m}_4 = \dot{m}_5 = \dot{m}_{TAV} \\ 0 &= \dot{Q}_{CV} + \dot{W}_{CV} + \dot{m} \left(h_4 + \frac{V_4^2}{2} + gZ_4 \right) - \dot{m} \left(h_5 + \frac{V_5^2}{2} + gZ_5 \right) \\ 0 &= \dot{Q}_{CV} + \dot{W}_{CV} + \dot{m}(h_4 - h_5) \\ 0 &= 0 - \dot{w}_{TAV} + \dot{m}_{TAV}(h_4 - h_5) \\ \dot{w}_{TAV} &= \dot{m}_{TAV}(h_4 - h_5) \\ \frac{\dot{W}_{TAV}}{\dot{m}_{TAV}} &= (h_4 - h_5) \end{aligned}$$

\dot{m}_{TAV} = Débit massique du fluide de travail.

$\frac{\dot{W}_{TAV}}{\dot{m}_{TAV}}$: Travail développée par unité de masse de vapeur traversant la turbine [J/kg].

4.3.2.2 : La puissance fournie par le condenseur

Dans le condenseur il y a un transfert thermique entre la vapeur et l'eau de refroidissement s'écoulant à courant séparée, la vapeur se condense et la température de l'eau de refroidissement augmente, donc à l'état stationnaire, les équations de conservation de la masse et de l'énergie pour un volume de contrôle contenant la zone de condensation de l'échangeur de chaleur, donne :

$$\frac{Q_{\text{Cond}}}{\dot{m}_{\text{Cond}}} = (h_5 - h_6)$$

$\frac{Q_{\text{out}}}{\dot{m}}$: est la chaleur transférée par le flux de travail à l'eau de refroidissement par unité de masse du flux de travail (vapeur) passant par le condenseur.

4.3.2.3 : Travail de la pompe alimentaire

Le liquide quittant la bêche alimentaire est pompé vers la chaudière par une pompe d'alimentation ; en considérant le volume de contrôle (CV) au tour de la pompe, les équations de conservation de masse et d'énergie donnent :

$$\frac{Q_{\text{p.al}}}{\dot{m}_{\text{p.al}}} = (h_7 - h_1)$$

$\frac{Q_{\text{p.al}}}{\dot{m}_{\text{p.al}}}$: Le travail fourni par unité de masse [joule/kg].

4.3.2.4 : La puissance apportée par la chaudière

Le liquide quittant la pompe d'alimentation à l'état (1) appelé l'eau d'alimentation de la chaudière est chauffée jusqu'à la saturation puis vaporisé dans la chaudière.

Prenant un volume de contrôle (CV) en fermant les tubes et les réservoirs de la chaudière, portant l'eau d'alimentation de l'état (1) à l'état (2).

$$\frac{Q_{\text{ch}}}{\dot{m}_{\text{ch}}} = (h_2 - h_1)$$

$\frac{Q_{\text{ch}}}{\dot{m}_{\text{ch}}}$: Chaleur fourni par unité de masse.

4.3.2.5 : La puissance produite par les turbines d'utilité [TP + TV + TC]

Pour les besoins de la liquéfaction :

$$\frac{W_{T.\text{utilité}}}{\dot{m}_{T.\text{utilité}}} = (h_3 - h_{3'})$$

4.3.2.6 : La puissance fournie par les rebouilleurs

Sont des consommateurs de la vapeur VM (vapeur moyenne pression).

$$\frac{Q_{\text{Reb}}}{\dot{m}_{\text{Reb}}} = (h_{3'} - h_{3''})$$

4.3.3 : Application numérique

► La Turbine à vapeur TAV

$$\dot{m}_{TAV} = 69.44 \text{ Kg/S}$$

$$\frac{W_{TAV}}{\dot{m}_{TAV}} = (h_4 - h_5) \mapsto \dot{W}_{TAV} = \dot{m}_{TAV} * (h_4 - h_5)$$

$$W_T = 69.44 * 1076.6$$

$$\dot{W}_T = 74.7 \text{ MW}$$

► Le Condenseur

$$\dot{m}_{\text{cond}} = 69.44 \text{ Kg/s}$$

$$\frac{\dot{Q}_{\text{cond}}}{\dot{m}_{\text{cond}}} = (h_6 - h_5) \mapsto \dot{Q}_{\text{cond}} = \dot{m}_{\text{cond}} * (h_6 - h_5)$$

$$\dot{Q}_{\text{cond}} = 69.44 * 2087.24$$

$$\dot{Q}_{\text{cond}} = 144.93 \text{ MW}$$

$$\dot{Q}_{\text{cond}} = 144.9 \text{ MW}$$

► La pompe d'alimentation

$$\frac{Q_{p.al}}{\dot{m}} = (h_{7'} - h_1) \mapsto Q_{p.al} = \dot{m} * (h_{7'} - h_1)$$

$$\dot{m}_{p.al} = 97.22 \text{ Kg/s}$$

$$\dot{Q}_{P.al} = 97.22 * 11.1$$

$$\dot{Q}_{P.al} = 1.1 \text{ MW}$$

► **Turbine d'utilités**

$$\dot{m}_{T.utilité} = 27.77 \text{ Kg/s}$$

$$\frac{w_{T.utilité}}{\dot{m}_{T.utilité}} = (h_3 - h_{3'}) \mapsto w_{T.utilité} = \dot{m}_{T.utilité} * (h_3 - h_{3'})$$

$$W_{utilité} = 27.77 * 593.79$$

$$W_{utilité} = 16.4 \text{ MW}$$

► **Rebouilleur**

$$\frac{\dot{Q}_{Reb}}{\dot{m}} = (h_{3'} - h_{3''}) \mapsto \dot{Q}_{Reb} = \dot{m}_{Reb} * (h_{3'} - h_{3''})$$

$$\dot{m}_{Reb} = 27.77 \text{ Kg/s}$$

$$\dot{Q}_{reb} = 27.77 * 1576.03$$

$$\dot{Q}_{reb} = 43.7 \text{ MW}$$

► **La Chaudière**

$$\dot{m}_{ch} = 97.22 \text{ Kg/s}$$

$$\frac{\dot{Q}_{in}}{\dot{m}_{ch}} = (h_2 - h_1) \mapsto \dot{Q}_{in} = \dot{m}_{ch} * (h_2 - h_1)$$

$$\dot{Q}_{ch} = 97.22 * 2869.04$$

$$\dot{Q}_{ch} = 278.9 \text{ MW}$$

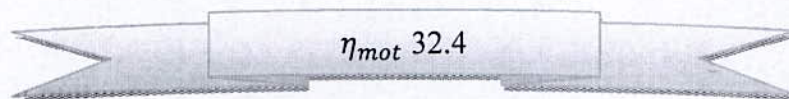
4.3.4 : L'efficacité thermique du cycle

4.3.4.1 : Rendement moteur

Le rendement moteur est le niveau de conversion de l'énergie absorbé par la chaudière en énergie tournante :

$$\eta_{\text{mot}} = \frac{\frac{\dot{W}_{\text{TAV}}}{\dot{m}_{\text{TAV}}} + \frac{\dot{W}_{\text{utilité}}}{\dot{m}_{\text{utilité}}} - \frac{\dot{W}_{\text{P}}}{\dot{m}_{\text{P}}}}{\frac{Q_{\text{ch}}}{\dot{m}_{\text{ch}}}}$$

$$\eta_{\text{mot}} = \frac{(74.7 + 16.4) - 1.1}{278.9}$$



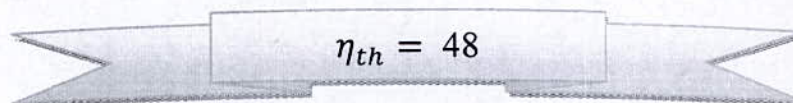
$$\eta_{\text{mot}} = 32.4$$

4.3.4.2 : Rendement thermique

Ce rendement thermique est le % de chaleur utile au cycle par rapport à la chaleur fournie

$$\eta_{\text{th}} = \frac{\dot{Q}_{\text{ch}} - \dot{Q}_{\text{cond}}}{\dot{Q}_{\text{ch}}}$$

$$\eta_{\text{th}} = \frac{278.9 - 144.8}{278.9}$$



$$\eta_{\text{th}} = 48$$

4.4 : CONCLUSION

Pour pouvoir estimer le rendement du cycle et voir ce qui est faisable pour son amélioration, il est opportun de passer par l'étude thermique de tous équipements, particulièrement la chaudière qui est le cœur de l'installation ou en a pu voir sa consommation et sa production d'énergie.

La grande quantité de chaleur dissipée dans le condenseur, représente une perte importante, ce qui impose l'étude d'un éventuel soutirage, pour tenter de récupérer une partie de cette énergie perdue.

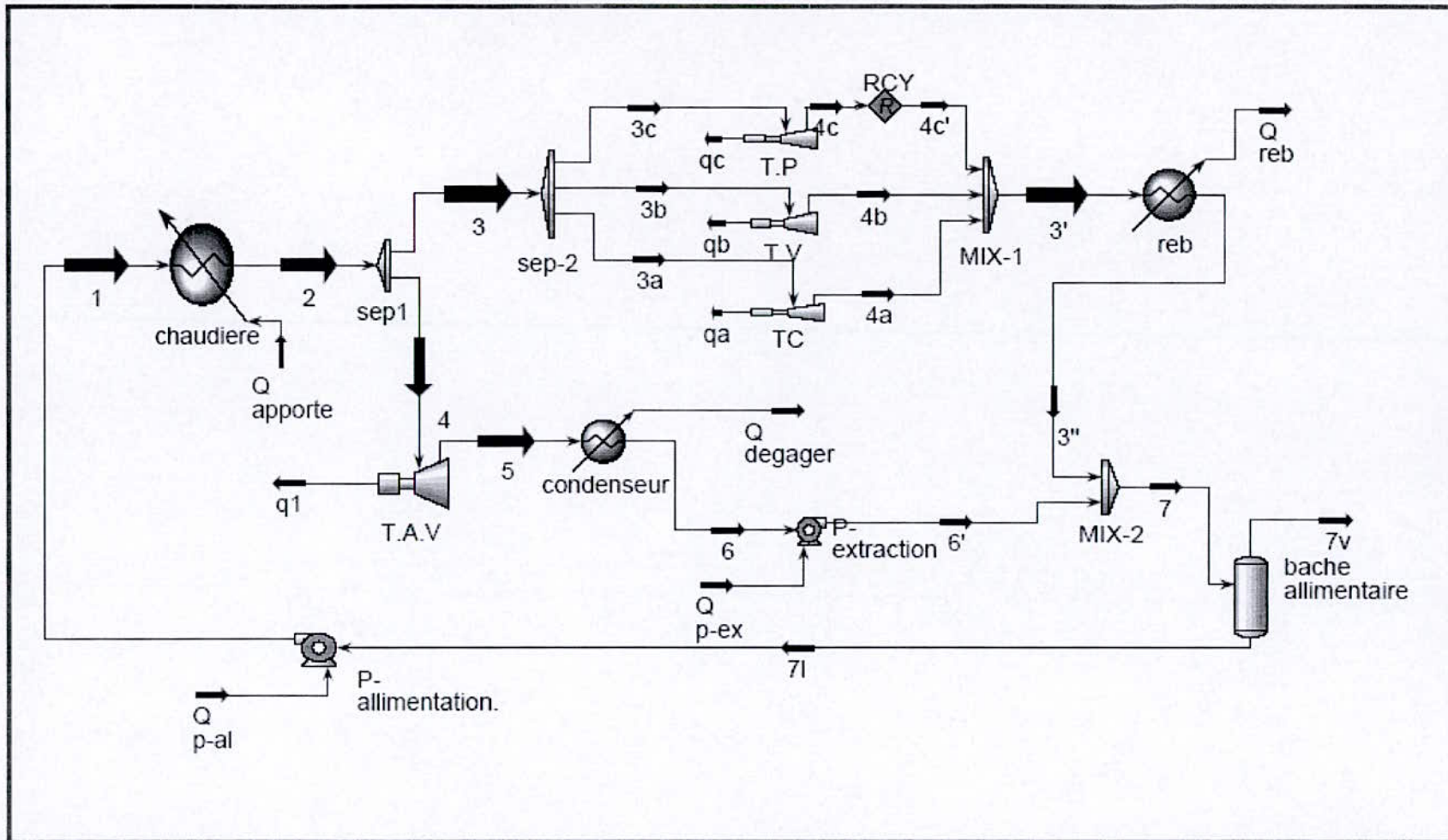
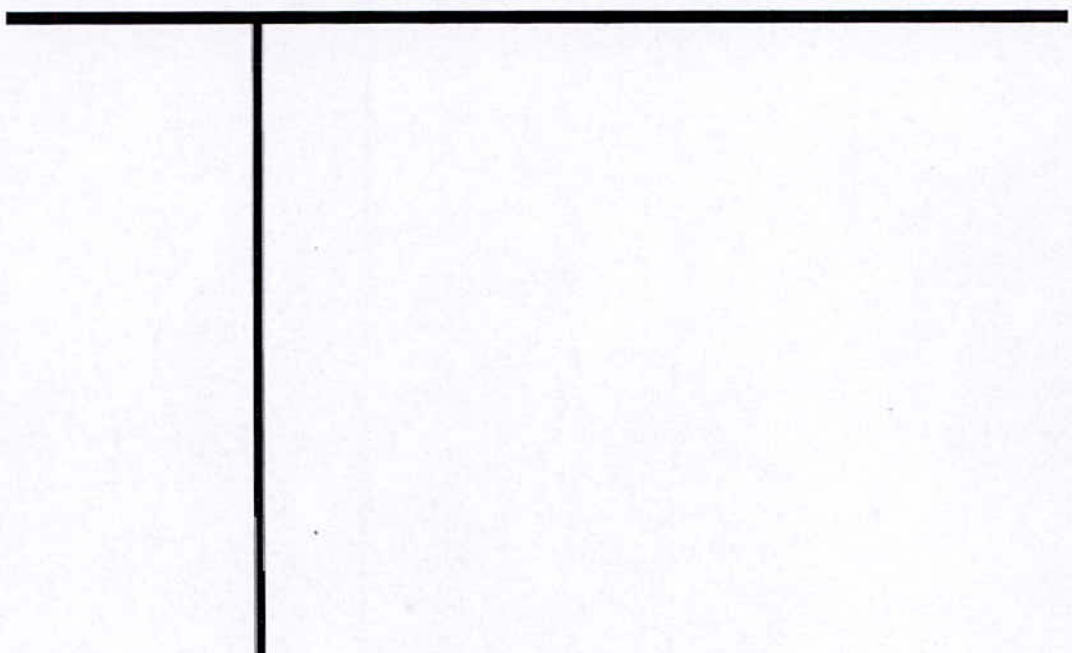


Fig. 4.4 : Circuit vapeur de l'installation sans soutirage.

C | *h*apitre | 5

Étude technologique de

L'INSTALLATION À VAPEUR AVEC SOUTIRAGE



ÉTUDE TECHNOLOGIQUE DE L'INSTALLATION À VAPEUR AVEC SOUTIRAGE

5.1 : INTRODUCTION

Le principe des soutirages dans une machine à vapeur est d'utiliser de la vapeur qui a déjà travaillé dans la turbine pour réchauffer l'eau d'alimentation.

Soutirage : la masse de vapeur soutirée ne va pas "se perdre" dans l'échange avec la source froide.

La chaleur ainsi soutirée circule sans sortir du système thermodynamique.

Comparaison avec une turbine sans soutirage.

* On diminue la masse de vapeur au condenseur. Il en résulte une diminution de la "perte au condenseur". Le condenseur est plus petit.

* La chaudière fournit la même quantité de vapeur mais elle reçoit une eau réchauffée. Le débit de vapeur soutirée est environ 20% du débit vapeur total.

* Le corps HP de la turbine est plus gros, son rendement étant meilleur que les corps MP et BP, on ne diminue pas beaucoup la puissance de la turbine (Cette diminution est minime)

L'augmentation du rendement est due à un transfert de chaleur interne..... (R1)

Dans le projet de soutirage qu'on va étudier en rajoute 2 réchauffeurs pour apporter la chaleur de la vapeur soutirée à l'eau d'alimentation de la chaudière

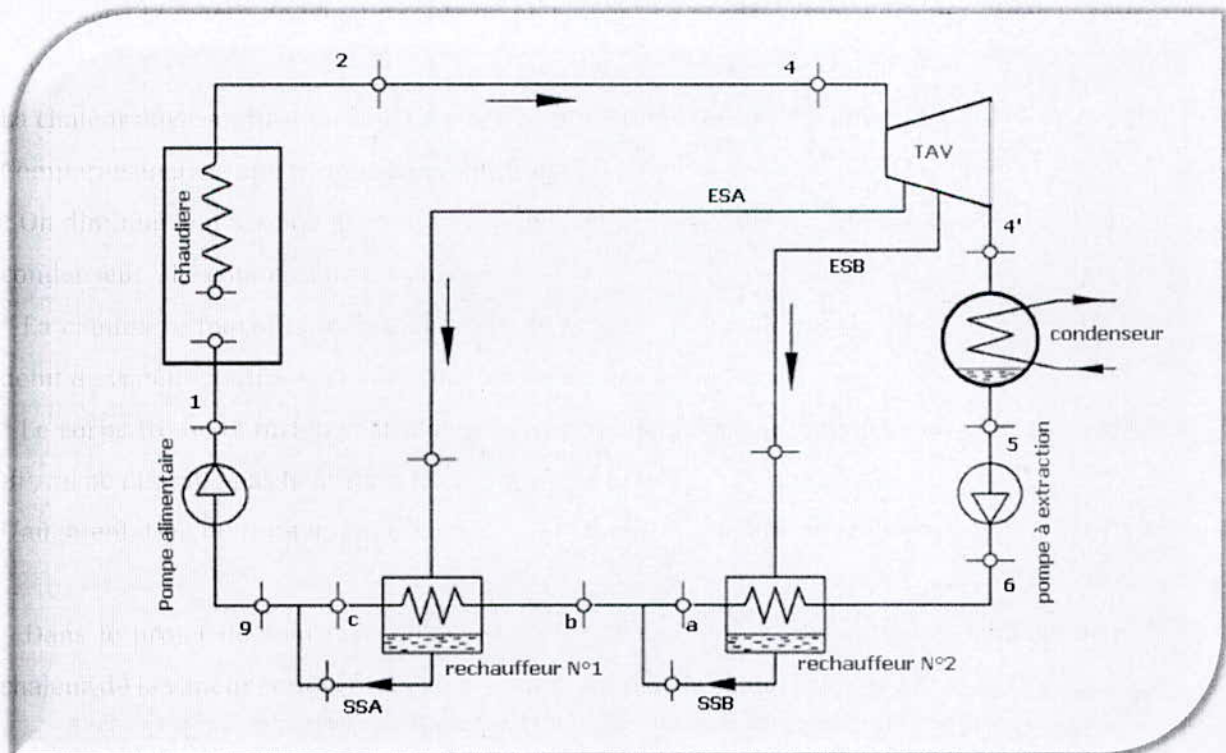


fig. 5.1 : Cycle de Rankine avec double soutirage

5.2 : ÉTUDE TECHNIQUE DES RÉCHAUFFEURS

5.2.1 : Généralité

La transmission de la chaleur ou la théorie d'échange de chaleur est une science qui traite la propagation de la chaleur dans différents milieux. L'expérience montre que deux corps isolés de l'ambiance et à température différente échangent de l'énergie sous forme de chaleur jusqu'à la disparition complète de leur différence de température..... (R1)

On distingue actuellement trois modes de transmission de la chaleur :

- Conduction.
- Convection.
- Rayonnement ou radiation.

5.2.2 : Appareils d'échange de chaleur

Les échangeurs de chaleur sont des appareils où le transfert de chaleurs à basses et moyennes des températures se fait sans changement de phase.

On distingue :

- Échangeur double tube.
- Échangeurs compacts non tubulaires.
- Échangeurs bobinés.
- Échangeur faisceau et calandre.

5.2.3 : Description technique de l'échangeur faisceau et calandre (voir Annexe A)

Ce type d'échangeurs est de loin le plus répandu dans les unités de transformations des industries chimiques et pétrochimiques. Un faisceau de tubes est situé à l'intérieur d'une calandre dans laquelle circule le deuxième fluide. Cette conception se retrouve également dans les condenseurs, les rebouilleurs et les fours multitubulaires. Le faisceau est monté en deux plaques en communication avec des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes. Le faisceau muni de chicanes est logé dans une calandre possédant des tubulures d'entrée et de sortie pour le deuxième fluide circulant à l'extérieur des tubes du faisceau selon un chemin imposé par les chicanes.

Tous les éléments entrant dans la construction de ces échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation, tant par la T.E.M.A. (Tubular Exchangers Manufacturer's Association) que l'A.S.M.E. (American Society of Mechanical Engineers) ou l'A.P.I. (American petroleum institute).

Dans les ouvrages généraux consacrés au transfert de chaleur, on trouvera les schémas des principaux types d'échangeurs à faisceau et calandre. La calandre est généralement réalisée en acier au carbone et les brides portant les boîtes de distribution et les couvercles sont soudés. Les tubes du faisceau répondent à des spécifications très sévères. Le choix du matériau dépend de l'utilisation:

- › Acier au carbone pour usage courant.
- › Laiton amirauté pour les appareils travaillant avec l'eau de mer.
- › Aciers alliés pour les produits corrosifs et les températures élevées.
- › Aluminium et cuivre pour les très basses températures.

Les tubes sont fixés dans les plaques par mandrinage et la perforation des trous dans les plaques est réalisée selon une disposition normalisée, soit au pas triangle, soit au pas carré. Le pas triangle permet de placer environ 10 % de plus de tubes que le pas carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais, en contre partie, la disposition des tubes rend difficile le nettoyage des tubes par insertion de grattoirs.

Les chicanes qui permettent d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre sont souvent constituées par un disque de diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre comportant une section libre représentant 20 à 45 % de la section.

5.2.4 : Étude du transfert de chaleur

Étant données deux produits dont les températures sont différentes, la transmission de chaleur s'effectue d'un milieu plus chaud à un milieu plus froid..... (R1)

Quel que soit le type de l'appareil utilisé il est possible d'établir le bilan thermique global en écrivant que la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle récupérée par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques.

Soit :

$$Q = M \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2) = m \cdot c_p \cdot (t_2 - t_1) \dots\dots\dots (1)$$

$$Q = M \cdot (H_1 - H_2) = m \cdot (h_2 - h_1) \dots\dots\dots (2)$$

Où :

- Les lettres majuscules sont réservées au fluide chaud, les minuscules au fluide froid ;
- 1 et 2 : indices correspondant respectivement à l'entrée et à la sortie ;
- M et m : débits massiques des fluides en kg /h ;
- C_p : chaleur spécifique moyenne (pression constante) du fluide chaud, en kcal /kg °C ;
- C_p : chaleur spécifique moyenne (pression constante) du fluide chauffé, en kcal /kg °C ;
- T et t : températures des fluides en °C ;
- H et h : enthalpies des fluides en fonction de leurs températures T et t en kcal /kg ;

Par ailleurs on peut appliquer l'équation de Fourier :

$$Q = U \cdot S \cdot \Delta TLM \dots\dots\dots (3)$$

Où :

- Q : quantité de chaleur transmise par unité de temps en kcal /h ;
- U : coefficient global de transfert de chaleur en kcal /h m². °C ;
- S : surface totale d'échange de l'appareil en m² ;
- ΔTLM : différence de température logarithmique moyenne en °C ;

Le coefficient de transfert U dépend de plusieurs facteurs : la nature du fluide, sa vitesse d'écoulement, la composition chimique du matériau, les dimensions du tube et le taux d'encrassement de la paroi qui sépare les deux fluides...etc.

5.2.4.1 : Différence moyenne logarithmique de température ΔTLM

Elle est déterminée selon :

$$\Delta TLM = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \dots\dots\dots (4)$$

L'évolution de la température de chaque fluide à partir des températures d'entrées T_1 et t_1 conditionne la valeur moyenne de ΔT . Elle est fonction :

- ▶ De la nature et des débits des deux fluides
- ▶ Du sens d'écoulement relatif des deux fluides qui peuvent circuler soit à contre-courant pur ou à courants parallèles, comme est le cas pour les échangeurs double-tube, soit à courants mixtes, successivement contre-courant et courants parallèles pour des appareils tubulaires à plusieurs passes.

On remarque que l'échange à contre-courant est plus efficace que l'échange à courants de même sens à cause de la ΔTLM plus élevée.

5.2.4.2 : Coefficient global de transfert de chaleur

La détermination du coefficient global de transfert de chaleur est une partie importante du calcul des échangeurs. Pour les parois planes le coefficient global est donné par la formule suivante :

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \text{Kcal / m}^2 \text{ h } ^\circ\text{c} \dots\dots\dots (5).$$

Ou:

α_1 : coefficient d'échange par convection entre le fluide chaud et la paroi, Kcal / m² h[°]c ;

α_2 : coefficient d'échange par convection entre la paroi et le fluide froid, Kcal / m² h[°]c ;

$$U = \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} = R_1 + \frac{\delta_p}{\lambda_p} + R_2 \dots\dots\dots (6).$$

δ_p : épaisseur de la paroi, (m) ;

λ_p : conductivité thermique de la paroi, (Kcal / m h[°]c) ;

R_1 et R_2 : résistances thermiques des films d'encrassement, (m² h[°]c / Kcal) ;

Les valeurs de R_1 et R_2 sont déterminées habituellement soit par l'expérience, soit par l'épaisseur et la conductivité thermique des films d'encrassement à l'aide de la formule suivant :

$$R = \frac{\delta}{\lambda} \dots\dots\dots (7).$$

D'où, pour calculer U le problème fondamental est de trouver les valeurs de α_1 et α_2

5.2.5 : Recommandation sur le choix des paramètres de l'échangeur

5.2.5.1 : Choix du diamètre des tubes

Pour une même vitesse du fluide, la diminution du diamètre des tubes permet d'augmenter le nombre de ces derniers dans le faisceau et par conséquent de diminuer l'encombrement de l'appareil. Toute fois, l'augmentation du nombre de tubes pose des problèmes supplémentaires (beaucoup d'assemblage de tubes sur les plaques tubulaires, risque de coulage aux mandrinages, résistances hydrauliques supplémentaire, complication de nettoyage des tubes...etc.)

Les diamètres extérieurs des tubes couramment employés dans l'industrie sont 22, 25, 32 et 38 mm. Les petits diamètres sont appliqués pour les produits purs et peu visqueux.

5.2.5.2 : Choix de la vitesse dans les tubes

L'augmentation de la vitesse d'écoulement du fluide dans les tubes améliore le coefficient correspondant de transfert de chaleur et mène à la diminution de la surface d'échange de l'appareil.

Étant donné que les pertes de charge dans l'appareil sont proportionnelles à la vitesse d'écoulement, la valeur maximale de cette dernière est conditionnée par les pertes de charge admissibles.

Remarque

- ▶ Le coefficient global K augmente avec la vitesse ; si le coefficient local α dans la calandre est suffisamment élevé et les résistances thermiques $\sum \delta_i / \lambda_i$ sont petites.
- ▶ Si le coefficient local dans la calandre est beaucoup plus petit que celui qui se trouve dans les tubes (exp: le gaz circule dans la calandre et le liquide passe à travers les tubes) Alors l'augmentation de la vitesse dans les tubes n'influe pratiquement pas sur K .

5.2.5.3 : Choix de la longueur des tubes

Habituellement, la détermination de la longueur des tubes est l'objet du calcul. Étant donné que dans les échangeurs on utilise les tubes standardisés, la longueur calculée doit être arrondie.

Les longueurs des tubes utilisés industriellement sont (en mm) : 1000 ; 1250 ; 1500 ; 2000 ; 2500 ; 3000 ; 3500 ; 4000 ; 4500 ; 5000 ; 6000 ; 7000.

Dans tous les cas on doit avoir la proportion suivante :

$$\varepsilon = \frac{L}{D} = 2 \div 6$$

D : étant le diamètre de l'appareil ;

Si la valeur calculée de (ε) ne se trouve pas dans cet intervalle, il est nécessaire de varier les paramètres admis au début (exp. Vitesse dans les tubes) et de refaire tous les calculs.

5.2.6 : Calcul de l'échangeur de chaleur

5.2.6.1 : Recommandations et choix de l'échangeur

Au point de vue de la consommation du métal est de la capacité, les échangeurs à faisceaux et calandre sont les plus répons dans l'industrie.

Lors du choix de la variante des échangeurs à faisceaux et calandre, il faut tenir compte des recommandations suivantes :

- ▶ Puisque l'inspection et le nettoyage de la surface intérieur des tubes sont faciles, le fluide le plus salissant (le plus visqueux, le plus corrosif ou à plus haute pression) doit circuler dans les tubes
- ▶ Pour diminuer les pertes de chaleur dans le milieu ambiant, il est de règle que le fluide à la plus haute température ou à plus basse température circule dans les tubes.
- ▶ Si la corrosivité et la saleté des fluides sont les mêmes, il est raisonnable d'envoyer dans les tubes le fluide caractérisé par le petit coefficient de transfert de chaleur, Pour augmenter la vitesse et la turbulence dans la calandre

D'après ces recommandations, on opte pour le calcul d'étude du projet de deux échangeurs de chaleur qui sert à réchauffer l'eau qui circule côté tube par l'eau qui circule côté calandre.

5.2.6.2 : Calcul constructif de l'échangeur faisceau et calandre

On a utilisé dans le calcul des réchauffeurs le simulateur HYSYS, ou on introduit les dimensions constructives de ces derniers pour obtenir :

Les caractéristiques thermodynamiques de sortie des fluides.

Les principaux paramètres de performances de ces réchauffeurs.

➤ Les dimensions constructives des réchauffeurs à placer sont illustrées dans le tableau suivant :

Dimensions	Réchauffeur N°1		Réchauffeur N°2	
	Coté tube	Coté calandre	Coté tube	Coté calandre
Nombre de tubes	450	-	450	-
Nombre de passes	2	1	2	1
Diamètre extérieure (mm)	18	-	18	-
Diamètre intérieur (mm)	15.6	800	15.6	800
Épaisseur (mm)	1.2	-	1.2	-
Longueur de tube (mm)	6000	-	6000	-
Pas (mm)	50	-	50	-
Espace ente chicanes (mm)	-	800	-	800
Volume (m ³)	0.5161	2.329	0.5161	2.329

➤ Les caractéristiques du fluide figurent dans les tableaux suivants:

Tableau.5. 1. 1 : Caractéristique des fluides pour le premier réchauffeur.

RECHAUFFEUR N°1	Coté tube		Coté calandre	
	Entrée(6)	Sortie (a)	Entrée(ESB)	Sortie(SSB)
Température [T°C]	52	53.85	90.00	70
Débit [Kg/S]	58.22	58.22	5.27	5.27
Densité [Kg/m ³]	986.9	985.4	956.2	972.5
Viscosité [Cp]	0.5262	0.5104	0.3113	0.4004
la chaleur spécifique [K]/Kg*k]	4.322	4.324	4.376	4.342

Tableau. 5. 1. 2 : Caractéristique des fluides pour le deuxième réchauffeur

RECHAUFFEUR N°2	Coté tube		Coté calandre	
	Entrée (b)	Sortie (c)	Entrée(ESA)	Sortie(SSA)
Température [T°C]	55.12	105.04	141.80	106.00
Débit [Kg/S]	63.5	63.5	5.94	5.94
Densité [Kg/m ³]	984.3	943.8	2036	942.9
Viscosité [Cp]	0.4994	0.2649	0.01360	0.0.2624
La chaleur spécifique [K]/Kg*k]	4.325	4.410	1.959	4.412

Remarque

- Les paramètres d'entrées sont donnés par le constructeur de la turbine (TAV) introduite par l'utilisateur du simulateur
- Les paramètres de sortie sont calculés par le simulateur

► Les principaux paramètres de performance des réchauffeurs sont illustrés dans ce tableau (Calculée par le HYSYS) :

Tableau. 5.2 : Les performances des réchauffeurs

Paramètres	Réchauffeur N°1		Réchauffeur N°2	
Calcul de Q				
Q (KJ/h)	1654000		49660000	
Calcul de ΔTLM				
$\Delta T1$ (°C)	36.15		50.88	
$\Delta T2$ (°C)	18.00		36.76	
ΔTLM (°C)	26.04		57.28	
Calcul de la surface d'échange				
Coefficient de transfert (W/m ² °C)	115.55		1576.94	
la surface (m ²)	152.68		152.68	
Perte de charge (Δp)				
Δp (bar)	Coté tube	Coté calandre	Coté tube	Coté calandre
	1.00	0.00	1.197	0.00

5.3 : ÉTABLISSEMENT DU BILAN MASSIQUE ET ÉNERGÉTIQUE DE L'INSTALLATION AVEC SOUTIRAGE

5.3.1 : Calcul de la masse du combustible participant à la combustion

En a pu voir que la température d'entrée a la chaudière augmente après le passage par les réchauffeurs ce qui implique la diminution de quantité de chaleur qu'il faut fournir a cette dernière et par la suite le débit de combustible

En peux voir ca clairement sur la variation de l'enthalpie comme montre la figure 4.2.

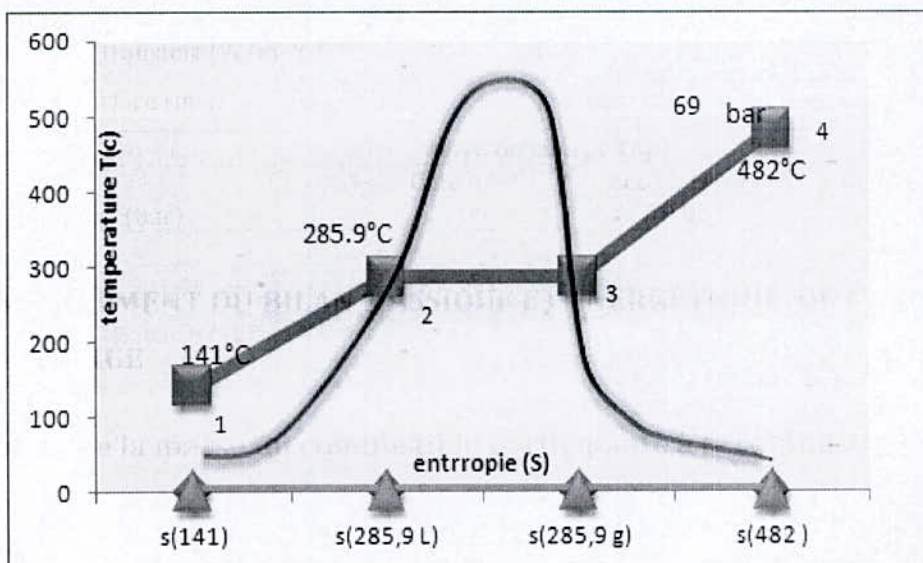


Fig. 5.2 : Variations d'enthalpie dans la chaudière de l'installation avec soutirage

La variation d'enthalpie totale Δh est la somme des chutes d'enthalpie pour les trois étapes,

Donc :

$$\Delta h = 2760 \text{ kJ/kg; (calculé par le simulateur HYSYS)}$$

On a que : $\dot{E} = \dot{m} * \Delta h$

Alors : $\dot{E} = 106.12 * 2760$

$$\dot{E} = 292.8 \text{ MW}$$

Note

Pour trouver la puissance apporté par chaque composant du combustible en pourcentage, nous appliquons la règle de trois suivante :

Puissance total du combustible	↔	100 %
Puissance du composant	↔	X

$$X = \frac{\text{Puissance du composant} * 100\%}{\text{Puissance total du combustible}}$$

➤ **La puissance apportée par le GN est de 26% de la puissance totale**

Donc : $\dot{E}_{GN} = 76.87 \text{ MW}$

$$\dot{E}_{GN} = PCI_{GN} * \dot{m}_{GN}$$

$$\dot{m}_{GN} = \frac{\dot{E}_{GN}}{PCI_{GN}}$$

$$\dot{m}_{GN} = 1.7 \text{ kg/s}$$

➤ **La puissance apportée par le FGBP est de 54.3% de la puissance totale**

Donc: $\dot{E}_{FGBP} = 159.1 \text{ MW}$

$$\dot{E}_{FGBP} = PCI_{FGBP} * \dot{m}_{FGBP}$$

$$\dot{m}_{FGBP} = \frac{\dot{E}_{FGBP}}{PCI_{FGBP}}$$

$$\dot{m}_{FGBP} = 5.4 \text{ kg/s}$$

► La puissance apportée par le FGHP est de 19.4% de la puissance total

Donc : $\dot{E}_{FGHP} = 56.8 \text{ MW}$

$\dot{E}_{FGHP} = PCI_{FGHP} * \dot{m}_{FGHP}$

$\dot{m}_{FGHP} = \frac{\dot{E}_{FGHP}}{PCI_{FGHP}}$

$\dot{m}_{FGHP} = 2.7 \text{ kg/s}$

5.3.2 : La combustion

La nouvelle combustion sera faite par le même mélange des trois gaz qui sont :

- Gaz naturel = 1.7 kg/s
- FGBP = 5.4 kg/s
- FGHP = 2.7 kg/s

Le débit du combustible est déterminé pour une marche continue correspondant à 92% du régime continue de marche (RCM). Soit une production de vapeur d'environ 400 t/h

5.3.2.1 : Débit total du mélange (m_T)

Le composition des fumées de la combustion est donnée dans le tableau qui suit :

Tableau. 5.4 : Débit total du mélange après amélioration.

Composant	Débit GN (kg/h)	Débit FGBP (kg/h)	Débit FGHP (kg/h)	Débit mélange (kg/h)
N ₂	510.696	8167.806	5797.656	14476.158
CO ₂	28.6488			28.6488
He	2.36	1.96	77.5008	81.8208
CH ₄	4176.559	11448.27	4059.8496	19684.6786
C ₂ H ₆	669.51			669.51
C ₃ H ₈	331.9524			331.9524
iC ₄ H ₁₀	72.8676			72.8676
nC ₄ H ₁₀	108.99			108.99
iC ₅ H ₁₂	271.5408			271.5408
C ₆ H ₁₄	26.7804			26.7804
C ₇ H ₁₆	18.8085			18.8085
C ₈ H ₁₈	7.16			7.16

Donc le débit total égale à :

$$M_T = 9.9 \text{ kg/s}$$

Calcule de l'oxygène nécessaire, le dioxyde de carbone et l'eau produit par la combustion :

- $m_{O_2} = 2596.9 \text{ Kmole/h}$
- $m_{CO_2} = 1310.7 \text{ Kmole/h}$
- $m_{H_2O} = 2573.6 \text{ Kmole/h}$

Les gaz secs évacués, si la combustion étant neutre seraient :

Produits de combustion :

$$m_{CO_2} = 1310.747 \text{ Kmole/h}$$

Les gaz non participant dans la réaction :

- N_2 (du combustible) 517 K mole/h
- He (du combustible) 20.455K mole/h
- CO_2 (du combustible) 0.651K mole/h
- N_2 (de l'air) 9764.682 K mole/h

Pour la combustion réelle : on tiendra compte de l'excès d'oxygène (2% sur le gaz sec à la cheminée (donné du constructeur).

Soit :

$$0.02 = \frac{(\lambda - 1) \sum O_2}{\sum CO_2 + \sum N_2 + (\lambda - 1) \sum O_2}$$

Donc : $\lambda = 1.098$

$$\lambda = 1.1$$

L'air sec nécessaire pour la combustion avec excès sera composé de :

$m_{O_2} : 2851.495 \text{ K moles/h} = 25.34 \text{ Kg/s}$

$m_{N_2} : 10721.62 \text{ K moles/h} = 83.39 \text{ Kg/s}$

$$\text{Masse d'air sec} = 108.7 \text{ Kg/S}$$

Note

Dans les calculs l'air considéré sera l'air standard tel que défini par l'association « ABMA » donnée :

Oxygène O_2 : 20.99% mole

Azote N_2 : 78.03% mole

Inerte : 0.98% mole

Humidité (sur l'air sec) est de 1.3 % poids.

Humidité : sera calculée comme le chapitre 3:

$$m = 1.4 \text{ kg/s}$$

Masse de l'air humide : 110.1 kg/s.

5.3.2.2 : Les compositions des fumées

La composition des fumées de la combustion est donnée, dans le tableau suivant :

Tableau. 5. 5 : Composition des fumées

Fumée	Débit kg/s	%Molaire	%Massique
N_2	85.95	62.94	62.20
H_2O	12.86	14.65	9.30
CO_2	16.02	7.46	11.59
O_2	23.12	14.81	16.73
H_e	0.0227	0.116	0.0164

Débit des fumées à la sortie de cheminée

$$M_T = 138.2 \text{ kg/s}$$

5.4 : CALCUL THERMODYNAMIQUE DE L'INSTALLATION À VAPEUR AVEC SOUTIRAGE

5.4.1 : Les paramètres thermodynamiques dans les différents points de l'installation

Tableau. 5. 6 : Différents paramètres des points de l'installation après amélioration.

Point	Description	Température (C°)	Pression (bar)	Débit (Kg/S)	Titre	Enthalpie KJ/Kg
1	Entrée chaudière	142.7	70	97.22	0	609.95
2	Sortie chaudière	482	69	97.22	1	3368
3	Entrée utilité	482	69	27.77	1	3368
4	Entrée TAV	482	69	69.44	1	3368
4'	Sortie TAV	52	0.1352	58.23	0.8450	2281.4
5	Sortie condenseur	52	0.1352	58.23	0	255.87
3'	Sortie utilité	145.4	2.132	27.77	1	2774.215
ESA	Entrée sout A	141.8	3.803	5.26	0.8335	2400
SSA	Sortie souti A	105	3.803	5.26	0	491
ESB	Entrée souti B	90.00	0.7016	5.94	0.6831	2330
SSB	Sortie souti B	70	0.7016	5.94	0	332.21
a	Sortie réchauffe 1	53.91	5	58.23	0	261.42
b	Sortie MIX -0	55.25	5	63.49	0	272.52
c	Sortie réchauffe 2	104.4	3.803	63.49	0	439
3''	Sortie Rebouilleur	145.4	4.20	27.77	0.2781	1791.97
8	Entrée bêche alimentaire	141.8	3.803	97.22	0.0101	576.65
9	Sortie bêche alimentaire	141.8	3.803	97.22	0.00	598.85

5.4.2 : Calcul de la puissance de la turbine à vapeur avec soutirage

Approche Théorique

L'équation de continuité nous donne(R1)

$$\sum_i \dot{m}_i = \sum_e \dot{m}_e \dots\dots\dots(1)$$

Au tour d'un (CV) enveloppant la turbine avec soutirage

- $\dot{m}_{\text{sout B}} = 5.269 \text{ Kg/s} \dots\dots\dots \dot{m}_3$
- $\dot{m}_{\text{sout A}} = 5.944 \text{ Kg/s} \dots\dots\dots \dot{m}_2$
- $\dot{m}_{\text{entré TAV}} = 69.44 \text{ Kg/s} \dots\dots\dots \dot{m}_1$
- $\dot{m}_{\text{sortie TAV}} = 58.231 \text{ Kg/s} \dots\dots\dots \dot{m}_4$

L'équation de conservation de l'énergie nous donne :

$$\frac{d}{dt} (U + K_E + P_E) = \dot{Q}_{cv} + \dot{W}_{cv} + \sum_i \dot{m}_i \left(h_i + \frac{v_i^2}{2} + gZ_i \right) - \sum_e \dot{m}_e \left(h_e + \frac{v_e^2}{2} + gZ_e \right) \dots\dots\dots(2)$$

$$0 = 0 + \dot{W}_{TAV} + \sum_i \dot{m}_i (h_i) - \sum_e \dot{m}_e (h_e)$$

$$0 = 0 - \dot{W}_{TAV} + \sum_i \dot{m}_i (h_i) - \sum_e \dot{m}_e (h_e)$$

$$0 = 0 - \dot{W}_{TAV} + \dot{m}_1 h_1 - \dot{m}_2 h_2 - \dot{m}_3 h_3 - \dot{m}_4 h_4$$

$$\dot{W}_{TAV} = \dot{m}_1 h_1 - \dot{m}_2 h_2 - \dot{m}_3 h_3 - \dot{m}_4 h_4$$

Si on divise toute l'équation avec \dot{m}_1

$$\frac{\dot{W}_{TAV}}{\dot{m}_1} = h_1 - Xh_2 - Yh_3 - (1 - X - Y)h_4$$

Avec :

$$X = \frac{\dot{m}_2}{\dot{m}_1} ;$$

$$Y = \frac{\dot{m}_3}{\dot{m}_1}$$

$$(1 - X - Y) = \frac{\dot{m}_4}{\dot{m}_1}$$

Donc :

$$\frac{\dot{W}_{TAV}}{\dot{m}_1} = (h_1 - h_4) - x(h_2 - h_4) - Y (h_3 - h_4)$$

Application numérique

$$\frac{\dot{W}_{TAV}}{\dot{m}_1} = (3368 - 2281.4) - 0.0856 * (2400 - 2281.4) - 0.0758 * (2330 - 2281.4)$$

$$\frac{\dot{W}_{TAV}}{\dot{m}_1} = 1072.7$$

$$\dot{W}_{TAV} = 74.5MW$$

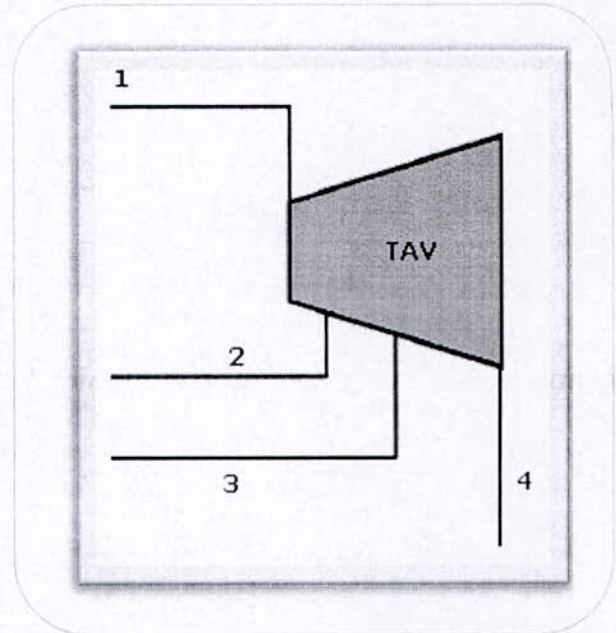


Fig. 5.3 : turbine à vapeur avec soutirage doublé

5.4.3 : Calcul de la puissance des principaux équipements de l'installation

5.4.3.1 : La puissance fournie par le condenseur

$$\dot{m}_{\text{cond}} = 58.23 \text{ Kg/s}$$

$$\frac{\dot{Q}_{\text{cond}}}{\dot{m}_{\text{cond}}} = (h_4 - h_{5'}) \mapsto \dot{Q}_{\text{cond}} = \dot{m}_{\text{cond}} * (h_4 - h_{5'})$$

$$\dot{Q}_{\text{cond}} = 58.23 * 2025.53$$

$$\dot{Q}_{\text{cond}} = 117.9 \text{ MW}$$

5.4.3.2 : Travail de la pompe alimentaire

$$\frac{\dot{Q}_{\text{P.AL}}}{\dot{m}_{\text{p.al}}} = (h_1 - h_9) \mapsto \dot{Q}_{\text{P.AL}} = \dot{m}_{\text{p.al}} * (h_1 - h_9)$$

$$\dot{m}_{\text{p.al}} = 97.2 \text{ kg/s}$$

$$\dot{Q}_{\text{P.AL}} = 1.1 \text{ MW}$$

$$\dot{Q}_{\text{P.AL}} = 1.1 \text{ MW}$$

5.4.3.3 : La puissance produite par les turbines d'utilités [TP+TV+TC]

$$\dot{m}_{\text{T.utilité}} = 27.7 \text{ kg/s}$$

$$\frac{\dot{W}_{\text{T.utilité}}}{\dot{m}_{\text{T.utilité}}} = (h_3 - h_{3'}) \mapsto \dot{W}_{\text{T.utilité}} = \dot{m}_{\text{T.utilité}} * (h_3 - h_{3'})$$

$$\dot{W}_{\text{T.utilité}} = 27.7 * 593.8$$

$$\dot{W}_{\text{T.utilité}} = 16.5 \text{ MW}$$

5.4.3.4 : La puissance fournie par les rebouilleurs

$$\frac{\dot{Q}_{\text{Reb}}}{\dot{m}_{\text{Reb}}} = (h_{3'} - h_{3''}) \mapsto \dot{Q}_{\text{Reb}} = \dot{m}_{\text{Reb}} * (h_{3'} - h_{3''})$$

$$\dot{m}_{\text{Reb}} = 27.7 \text{ kg/s}$$

$$\dot{Q}_{\text{reb}} = 27.77 * 1576$$

$$\dot{Q}_{\text{reb}} = 43.7 \text{ MW}$$

5.4.3.5 : La puissance fournie par le réchauffeur (pour réchauff)

$$\dot{m}_{\text{Eech}} = 2.5 \text{ kg/s}$$

$$\dot{Q}_{\text{rech}} = 2.5 * (h_{7v} - h_{7'1})$$

$$\dot{Q}_{\text{rech}} = 2.5 * 2022.8$$

$$\dot{Q}_{\text{rech}} = 5.2 \text{ MW}$$

5.4.3.6 : La puissance apportée par la chaudière

$$\dot{m}_{\text{ch}} = 97.2 \text{ kg/s}$$

$$\frac{\dot{Q}_{\text{ch}}}{\dot{m}_{\text{ch}}} = (h_2 - h_1) \mapsto \dot{Q}_{\text{ch}} = \dot{m}_{\text{ch}} * (h_2 - h_1)$$

$$\dot{m}_{\text{ch}} = 97.2 * 2758.05$$

$$\dot{m}_{\text{ch}} = 268.1 \text{ MW}$$

$$\dot{m}_{\text{ch}} = 268.1 \text{ MW}$$

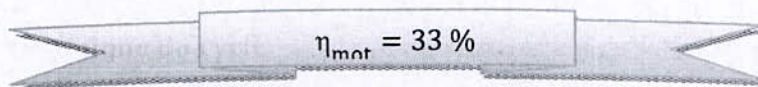
5.4.4 : L'efficacité thermique du cycle

5.4.4.1 : Rendement moteur

Rendement moteur est le niveau de conversion de l'énergie absorbé par la chaudière en énergie tournante :

$$\eta_{mot} = \frac{\frac{\dot{W}_{TAV \text{ avec soutirage}}}{\dot{m}_{TAV \text{ avec soutirage}}} + \frac{\dot{W}_{utilité}}{\dot{m}_{utilité}} - \frac{\dot{W}_P}{\dot{m}_{p.al}}}{\frac{Q_{ch}}{\dot{m}_{ch}}}$$

$$\eta_{mot} = \frac{(74.5 + 16.5) - 1.1}{268.1}$$



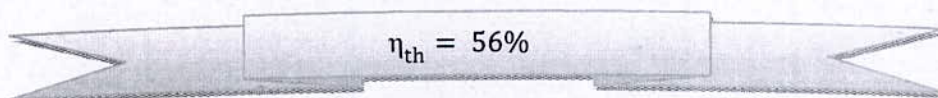
$$\eta_{mot} = 33 \%$$

5.4.4.2 : Rendement thermique

Ce rendement thermique est % de chaleur utile au cycle par rapport à la chaleur fournie

$$\eta_{th} = \frac{\frac{\dot{Q}_{ch}}{\dot{m}_{ch}} - \frac{\dot{Q}_{cond}}{\dot{m}_{cond}}}{\frac{\dot{Q}_{ch}}{\dot{m}_{ch}}}$$

$$\eta_{th} = \frac{268.1 - 117.9}{268.1}$$



$$\eta_{th} = 56\%$$

5.5 : CONCLUSION

Le soutirage est un moyen confirmé d'augmentation du rendement thermique du fait qu'il apporte une énergie qui dans le cas classique allait se dissiper dans l'environnement extérieur du circuit fermé de Rankine.

Pour le cas présent, on a suggéré deux soutirages qui prennent la vapeur encore chargée d'énergie (sous forme de chaleur), et la transmettent à l'eau d'extraction à l'aide de réchauffeurs (échangeurs) de type faisceau/calendre et que le HYSYS nous permettra de calculer leurs performances thermodynamiques et leurs paramètres géométriques.

Un calcul du rendement est effectué pour quantifier l'énergie gagnée et par la suite la quantité de combustible pour la chaudière

Les résultats trouvés confirment deux choses :

- Le rendement thermique augmente sensiblement par rapport à celui sans soutirage,
- La consommation du combustible de la chaudière diminue ce qui présente un intérêt économique et environnemental

Ce qu'on peut voir clairement sur le tableau comparatif suivant :

Tableau.5.7 : Comparaison entre l'installation sans soutirage et avec soutirage.

Installation	Avec soutirage	Sans soutirage
Rendement thermique	48.05 %	56
Rendement moteur	32.4 %	33.5
Consommation combustible	10.34 Kg/S	9.938 Kg/S
Rejet gaz a effet de serre	1363.537 Kmole/h	1310.747 Kmole/h

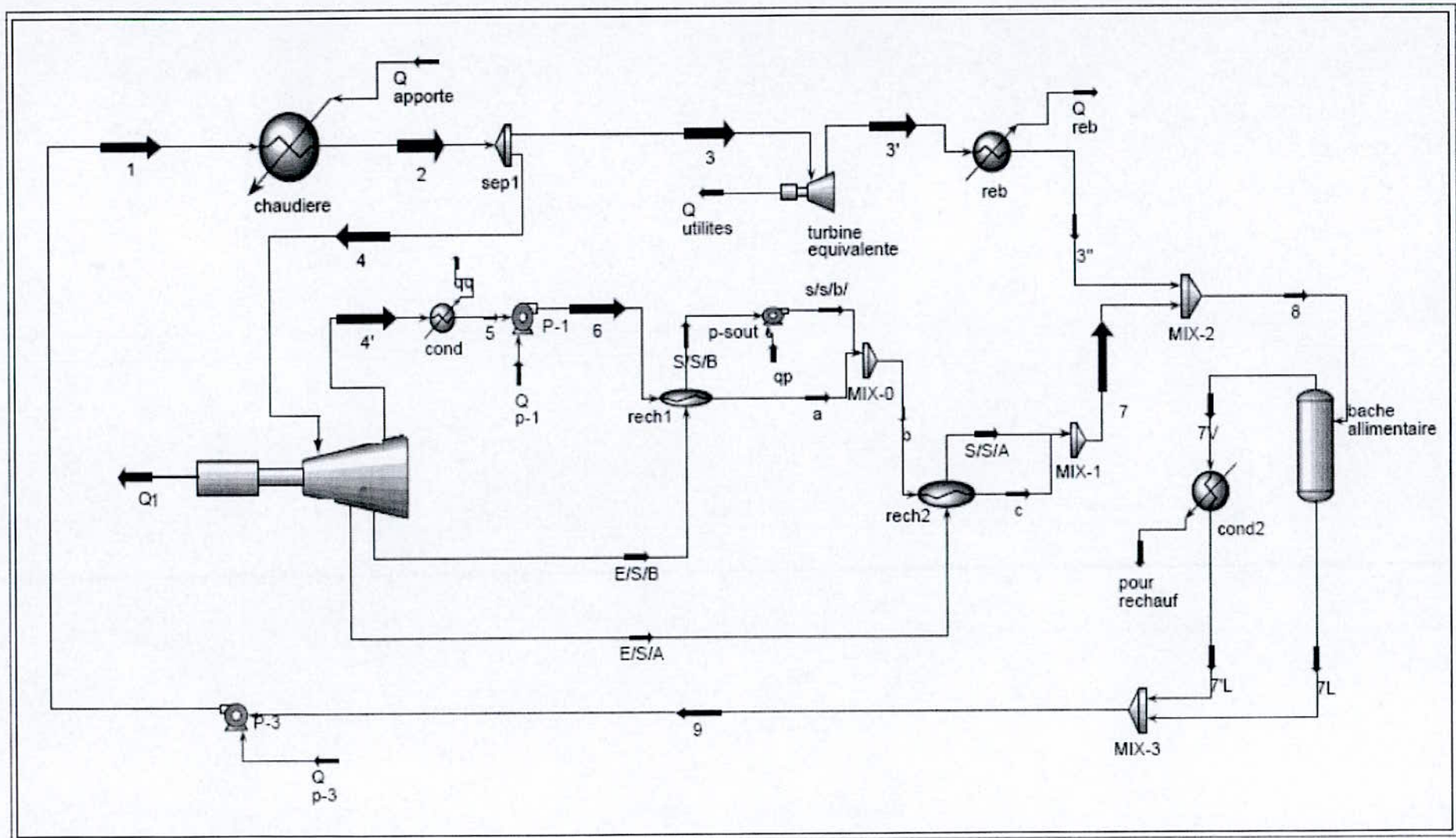
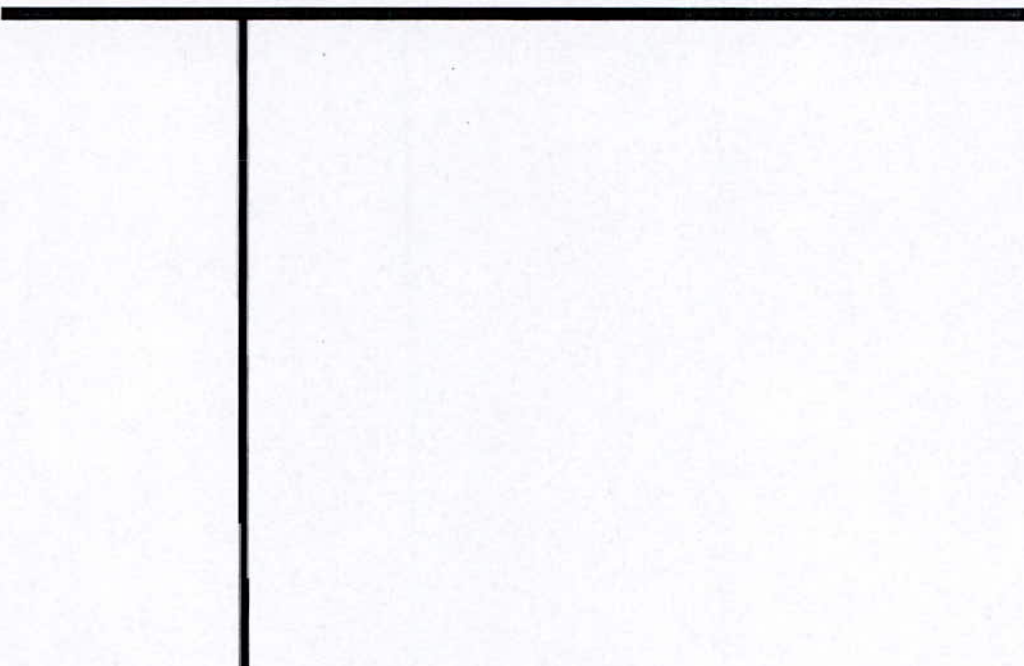


Fig. 5. 4 : Circuit à vapeur avec soutirage.

C *h*apitre | 6

Étude

Technico-économique



ÉTUDE TECHNICO-ÉCONOMIQUE

6.1 INTRODUCTION

Pour évaluer un projet d'économie d'énergie il est nécessaire de pouvoir représenter le compromis entre l'investissement réalisé et les économies obtenues. Plusieurs difficultés apparaissent d'emblée :

1. Il faut tout d'abord pouvoir estimer avec une méthode relativement simple les investissements à réaliser. Pour ce faire il faudra estimer le coût d'achat des équipements concernés, le coût lié à la mise en œuvre de l'équipement concerné dans le procédé (Ce coût comprend les frais de fondation, de raccordement, d'engineering, de main d'œuvre pour le montage, plus l'arrêt éventuel de l'installation, les taxes supplémentaires, etc.) et le coût lié à l'opération de l'équipement dans le procédé (Par exemple la connexion des appareils de mesures, la régulation, les procédures de sécurité, etc.)
2. La seconde difficulté concerne le calcul des bénéfices annuels qui seront réalisés par la mise en œuvre de l'investissement Il faudra ainsi comptabiliser le coût de l'énergie, les coûts de maintenance et les frais de main d'œuvre supplémentaires liés à l'utilisation de cet équipement
3. La troisième difficulté concerne l'élément temps : l'investissement réalisé au début du projet porte ses effets (produit un bénéfice) pendant une durée fixée. Il faut donc pouvoir comparer l'argent d'aujourd'hui avec des bénéfices produits dans l'avenir..... (R1)

6.2 : MÉTHODE D'ESTIMATION DES PROJETS ÉNERGÉTIQUES

6.2.1 : Estimation des investissements

L'estimation de l'investissement coûte de l'argent, plus l'estimation sera précise plus elle sera coûteuse à estimer. On distingue différents niveaux d'estimation qui concerne une maturité différente d'un projet d'investissement :

- ▶ Le premier niveau correspond à l'estimation de l'ordre de grandeur de l'investissement Celui-ci concerne principalement les procédés ou les systèmes globaux. Leur estimation est souvent réalisée au départ du niveau de production et est obtenue par comparaison avec une installation existante équivalente. On applique souvent la règle du 6/10.
- ▶ Le second niveau sera celui que nous appliquerons le cas des études d'audit énergétique et d'amélioration de procédés. Réalisé au départ d'un PFD (Process Flow Diagram), ce type d'estimation ; requiert le calcul de la taille de chaque équipement concerné. Ce niveau d'évaluation sera utilisé pour

comparer des alternatives et identifier les alternatives les plus prometteuses et donc éliminer les moins bonnes,

- ▶ Le troisième niveau sera celui de l'évaluation préliminaire qui est réalisée pour les meilleures alternatives. A ce niveau, le projet est pratiquement décidé et il convient d'estimer au mieux les investissements pour faire une demande de budget ou pour financer le projet. On procédera à ce niveau à des demandes de prix préliminaires pour les équipements les plus importants.
- ▶ Le quatrième niveau correspond à l'évaluation définitive qui requiert un calcul détaillé des modifications : dimension de tous les équipements, calcul de la tuyauterie, frais de unités de secours, taxes, etc.
- ▶ Le derniers - niveau : estimation détaillée servira de tableau de pilotage et de contrôle de la mise en œuvre du projet L'estimation détaillée est souvent réalisée par le bureau d'ingénieurs responsable du projet ou par l'ensemblier qui contracte la réalisation du projet.

6.2.2 : Achat des équipements

Pour ce qui concerne l'achat des équipements, la première étape sera la définition des conditions opératoire, le choix du type d'équipement le mieux adapté, le calcul de la taille de l'équipement et le type de matériaux considérés. Il convient de noter que ces choix ne sont pas indépendants les uns des autres.

Les méthodes d'estimation des coûts sont basées sur des études statistiques d'analyse du marché. Comme nous allons le voir, ces méthodes sont basées sur le coût de fabrication d'équipements standard qui sera ensuite corrigé pour tenir compte des conditions de fonctionnement (par exemple conditions de température ou de pression),

En Plus de l'achat de l'équipement, il faudra considérer tous les coûts liés à la mise en œuvre de l'équipement dans l'installation. Pour passer du coût des équipements et/ou matériels principaux au coût total d'un ensemble ou sous-ensemble, les postes suivants sont évalués à partir de facteurs modulaires :

Équipements secondaires comprenant

- ▶ Tuyauteries ;
- ▶ Électricité ;
- ▶ Instrumentation ;
- ▶ Charpente.

Transport des équipements et matériels***Travaux de montage***

- De l'équipement principal ;
- Des équipements secondaires.

Marché des travaux

- Préparation du site ;
- Génie civil ;
- Peinture ;
- Calorifuge.

Entre ces deux coûts, le facteur est de l'ordre de 4 à 5

6.2.3 : Amortissements

L'amortissement mesure la perte de valeur d'une immobilisation. Il permet à l'entreprise de dégager les sommes nécessaires pour les renouvellements des éléments d'actif. La durée d'amortissement est fixée suivant la nature des équipements.

6.3 : LES CRITERES DE RENTABILITE**6.3.1 : La valeur actuelle nette (VAN)**

C'est la différence de valeur entre les gains obtenus et les dépenses suite à l'investissement d'un projet. Une VAN positive implique création de richesse pour l'entreprise et vice-versa.

6.3.2 : Le délai de récupération

Le délai de récupération est égal au nombre d'années nécessaires au recouvrement de la mise de fonds initiale (investissements).

6.4 : CALCUL ÉCONOMIQUE

6.4.1 : Les dépenses

6.4.1.1 : Perte de l'arrêt : On laisse ce projet pour l'arrêt annuel de l'entreprise qui suffise largement ; donc on n'a pas des pertes.

6.4.1.2 : l'investissement

Le tableau 6.1 : représente les coûts d'installation des deux échangeurs de chaleur de diamètre 0.8 m et 6 m de longueur avec une surface d'échange de 152.68 m².

Tableau. 6. 1 : Cout d'investissements

N	Description		Deux réchauffeurs	Cout en DOLLAR	
1	Matériel Principale		1	330000	
	Matériels Secondaire (M.S)	Tuyauterie	0.286	94380	
		Instrumentation	0.275	90750	
		Électricité	0.396	130680	
2	S/Total Furniture M.S		0.957	315810	
	Construction.	Levage	0.165	54350	
		Montage (M.S)	Tuyauterie et Pompe	0.671	221430
			Instrumentation	0.187	61710
			Électricité	0.198	65340
		Matériels	Isolation	0.066	21780
			Peinture	0.033	10890
			Structure Métallique	-	
			Génie Civil	0.110	36300
3	S/Total Construction		1.430	471900	
4	Transport (4% de 1+2)		0.078	25740	
5	coef. Total		3.465	1143450	
	Ingénierie	Service Siège 16% de (5)	0.554	182820	
		Chantier 10% de (5)	0.347	114510	
	S/Total Ingénierie		0.901	297330	
	COEF GLOBAL		4.366	1440780	

6.4.2 : Le gain

La quantité de GN avant l'amélioration : $q_1 = 10.34 \text{ kg/S} = 6.93 \text{ m}^3/\text{s}$ (la densité massique du GN est de 1.493 kg/m^3)

La quantité de GN après l'amélioration : $q_2 = 9.938 \text{ kg/S} = 6.65 \text{ m}^3/\text{s}$

La quantité GN gagnée par l'amélioration = $10.34 - 9.938 = 0.402 \text{ kg/S} = 0.27 \text{ m}^3/\text{s}$

L'économie sur la charge de production pendant une année :

$$Q = 12677.5 \text{ Tonne} = 8493925 \text{ m}^3 = 318522 \text{ MMBTU}$$

Le gain de cette économie de GN supposant que le prix d'un MMBTU 8 dollars : Est de 2548177 dollars soit 183468780 DA



Le gain annuel de ce projet est de 183468780DA

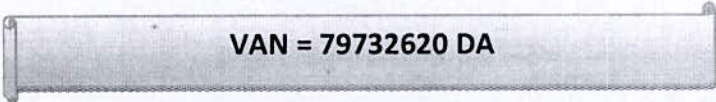
6.5 : CALCUL DES CRITÈRES DE RENTABILITÉ

6.5.1 : Calcul du VAN

La VAN sera calculé comme suite :

- Gains : 183468780 DA/ans ;
- Dépenses : 103736160 DA ;

$$\text{VAN} = 1834688780 - 10376160$$



VAN = 79732620 DA

6.5.2 : Calcul du DR (durée de récupération)

Le DR est calculé par la formule suivante :

$$DR = \frac{\text{dépenses}}{\text{gains}}$$

DR= 0.56Ans.

**La durée de récupération est de moins d'une
année**

CONCLUSION

CONCLUSION :

L'installation des réchauffeurs a permis de récupérer une grande quantité de chaleur perdue; comme elle permet un soulagement pour le condenseur.

Cette étude montre que d'un point de vue environnementale une amélioration est possible.

D'un point de vue économique, nous avons démontré que la solution est rentable.,

aucune contrainte n'est à déplorer. Des mesures proposées, il découlera donc une économie financière et énergétique qui n'est point négligeable. De plus, et c'est peut-être le gain le plus important, cela développerait une sensibilisation des utilisateurs au problème de la surconsommation d'énergie.

Donc, la finalité de notre travail, ne se résume pas dans la faisabilité de l'étude, mais plus tôt dans la mise en exergue des possibilités d'économie d'énergie presque gratuites qui s'offrent à nous dans différents domaines industriel juste en intégrant un gestionnaire d'énergie (auditeur énergétique) et en initiant une culture d'économie d'énergie dans le cadre d'une politique globale d'efficacité énergétique.

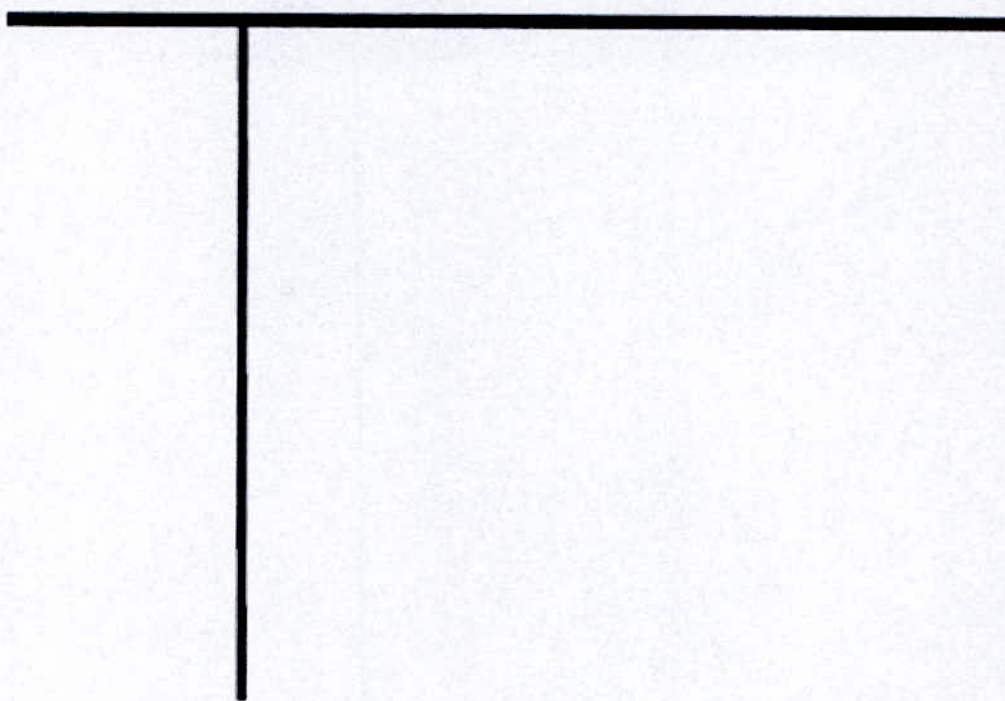
Maitriser sa consommation d'énergie revient à économiser l'énergie en vu du jour ou la disponibilité sera le facteur déterminant, alors que le prix importera peu.

En menant cette étude sous la tutelle de l'école polytechnique, nous prouvons une fois de plus que l'université Algérienne est à l'écoute de l'industrie et toute autre domaine, mais une chorale demande plus qu'une voix, c'est aux autres de jouer le jeu

Bibliographie

1. Jean-Marie SENHAEVE Université Catholique de Louvain Procédure de l'audit énergétique
2. Adresse du site : http://www.energystar.gov/index.cfm?c=computers.pr_crit_computers
3. Estimation donnée pour une activité tertiaire. Source : www.eu-energystar.org/fr
4. Source : Blanchard (O.), Parodi (S.), 2004. *Bilan gaz à effet de serre : méthodologie et application au cas de l'UPMF*. Document disponible sur Internet à l'adresse :
5. <http://www.upmf-grenoble.fr/iepe/Equipe/blanchard/blanchardIntro.html>
6. Source : Agence Locale de l'Energie de l'agglomération grenobloise, 2001. *Analyses électriques et thermiques de l'immeuble du Forum*, Alpha-jm, septembre.
7. www.castorama.fr
8. SPECIAL LYCEE : **Le Pari** contre l'Effet de Serre : La campagne des jeunes européens
9. **11. contre l'effet de serre** <http://lepari.citeweb.net/>
10. « La maison des Négawatts : le guide malin de l'énergie chez soi. »
11. Par Thierry Salomon et Stéphane Bedel. Edition Terre Vivante <http://terrevivante.org/>
12. Etude du Cabinet Enertech (Campagne de Mesure, etc...) <http://perso.club-internet.fr/sidler/>
13. Cauret, L., 1997 : Dynamiques de la maîtrise de la demande d'électricité : jeux d'acteurs et outils en métropole et en outre mer ; thèse de doctorat ; CIRED / EHESS & CNRS, décembre 1997.
14. Finon, D., 1993 : La politique énergétique française - Efficacité et limites du Colbertisme ; rapport interne, IEPE.
15. Gouvello de, Ch., 1997 : Maîtrise de la demande d'électricité et réformes libérales du secteur électrique; in *Revue Economie et Sociétés*, n°5-6/1997, pp. 189 à 205.
16. Gouvello de, Ch., Poppe, M., Hourcade, J. Ch., 1995 : Maîtrise de la demande d'électricité et surcoûts de la desserte électrique rurale ; rapport pour la DIGEC et l'ADEME, préfacé par le Directeur de la DIGEC, Editions de l'ADEME.
17. Hourcade, J. Ch., 1991 : Calcul économique et construction sociale des irréversibilités. Leçons de l'histoire énergétique récente ; in *Les Figures de l'irréversibilité en économie*. Paris, Editions de l'EHESS, p. 279-310.
18. Hourcade, J.Ch., Kostopoulou, M., 1994. : Quelles politiques face aux chocs énergétiques ? France, Italie, Japon, RFA : quatre modes de résorption des déséquilibres ; in *Futuribles* n°189, p. 7-27 ; Juillet - Août 1994.
19. Jannuzzi, G. M., V.S. Dornellas, M.L. Bittencourt, 1998 : «Projeto de Iluminação Eficiente na Cidade de Fortaleza». Relatório 1. Convênio Funcamp / UNICAMP /
20. Technique de l'Ingénieur : Traité de mécanique et chaleur B3 Moteurs thermiques. J.-L. MAGNET et G. DESCOMBES -Polycopiés CNAM
21. Michel PLUVIOSE - Conversion d'énergie par turbomachines (Ellipses 2004)
22. Chaleur et Thermodynamique - C. Chaussin, G. Hilly, J. Barralis - DUNOD
23. Thermodynamique Appliquée - G.J. Van Wylen, R.E. Sonntag, P. Desrochers - ERPI
24. Thermodynamique - G. Bruhat - Masson & Cie
25. Thermodynamique, L.Couture, Ch. Chaine, R. Zitoun, Dunod Université.
26. Heat and Thermodynamics, M.W. Zemansky, R.H. Dittman, Mc Graw Hill-Science 7th Ed.
27. Thermodynamique et Energétique, Lucien BOREL, Presses Polytechniques Universitaires Romandes
28. Introduction to thermal systems engineering, Moran, Shapiro, Munson, Dewitt, Wiley

Annexes | 1



MODÉLISATION ET SIMULATION DES PROCÉDÉS

1 : INTRODUCTION

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

Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est, seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé, Il existe plusieurs types de modèle d'un système physique allant du modèle de représentation qui ne s'appuie que sur des relations mathématiques traduisant les grandes Caractéristiques de son fonctionnement, jusqu'au modèle de connaissance complexe issu de l'écriture des lois physiques régissant les phénomènes mis enjeu.

Le choix du type de modèle dépend principalement des objectifs poursuivis..... (R3)

2 : PRINCIPES DE FONCTIONNEMENT ET RÔLE DES SIMULATEURS

Les simulateurs de procédés utilisés classiquement dans l'industrie, peuvent être Considérés comme des modèles de connaissance ils sont basés sur la résolution des équations de conservation de la masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, ... et sont à même de Fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la Conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du Fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation De procédés existant et l'évaluation de changement effectués sur les conditions Opératoires. Avant même de parler de modèles d'opération de transformation de la matière il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi ces Simulateurs disposent tous d'une base de données thermodynamiques contenant les Propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions Normales, paramètres des lois de tension de vapeur, ...). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges.

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

- ▶ Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi, modèles thermodynamiques.

- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD pour *process flow diagram*).
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.

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

avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent à partir des données des corps purs présents dans le procédé et du schéma de procédé, développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions chimiques, les propriétés des substances et des mélanges, qui puisse aussi communiquer avec d'autres applications comme *Excel, Visual basic et matlab,...*

3 : MODES DE FONCTIONNEMENT DES SIMULATEURS

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur : statique (ou stationnaire) et dynamique. Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent (à l'équilibre), tandis que les simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles. Les simulateurs industriels les plus connus mondialement sont :

- Statiques : *ASPEN PLUS (Aspen technologies)*, *design II de (WINSIM)*, *HYSYS (Hyprotech)*, *PRO II (Simulation Sciences)*, *PROSIM*.

- Dynamiques : *HYSYS (Hyprotech)*, *ASPEN DYNAMICS (Aspen Technologies)*, *Design II de (WinSim)*, *DYMSYM (simulation Sciences Inc.)*.

Selon Winter (Winter, 1992) les simulateurs dynamiques sont en passe de se substituer aux simulateurs en régime permanent. Par exemple, HYSYS (Hyprotech) peut passer de la simulation d'un régime permanent à celle d'un régime transitoire (dynamique) par un seul « click » sur un bouton. Néanmoins, tout procédé ne peut être simulé à l'aide de ces simulateurs industriels. En effet, dans le cas de la mise au point de nouveau procédé, il est généralement nécessaire de disposer de son propre simulateur. Le concept est le même : sur la base des propriétés thermodynamiques, il y a résolution des équations de bilan de matière et d'énergie et des relations d'équilibre constituant le modèle. La différence vient du fait que généralement seules les propriétés des corps présente dans le procédé

chimique considéré ne sont détaillées et que l'environnement de développement est moins convivial. On parlera de Simulateur dédié (spécifique à un procédé donné). Il a l'avantage de pouvoir avoir une Totale maîtrise sur la façon d'écrire les équations du modèle et de les résoudre.

4 : CONCEPTS ET CARACTÉRISTIQUES DU SIMULATEUR HYSYS

4.1 : Concepts de base du simulateur HYSYS

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle. C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements (« Event driven ») : c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible de même que toute nouvelle information, est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. Deuxièmement, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS (Voir la Figure5. 1) [HYSYS ver 3.2] :

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

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

‣ « Process Flow Diagram » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentés par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés

- « Workbook » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données
- « Desktop » : c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- « Property view » : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant)
- « Simulation Case » (fichier de simulation) : c'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowseets » et « Flowsheet Eléments » qui constituent le modèle.

4.1.1 : Environnement de la simulation

Il existe 5 environnements de développement pour manipuler et mettre en forme l'information dans le simulateur (Voir fig. 5.2) :

- Environnement « *Bonis Manager* » cet environnement permet de créer et Modifier le « *Fluid Package* ».
- Environnement « *oil characterisation* » il est utilisé pour caractériser les fluides de type pétrolier
- Environnement « *main flowsheet* » : il permet de définir la topologie du. Flowsheet principal de la simulation il est utilisé pour placer et définir les différents courants, opérations unitaires et « Sub-Flowsheets » qui constituent le procédé simulé.
- Environnement « *sub-flowsheet* » ; il permet de définir la topologie d'un Sous-ensemble particulier du schéma principal (un courant ou une opération particulier et des autres Sub-Flowsheets).
- Environnement « *Column* » : c'est un objet particulier permettant de définir la Topologie de l'opération unitaire colonne à distiller. Il possède ses propres « Flowsheet », « Fluid Package », « PFD » et « Workbook ».

Dans la Figure 5.2, les flèches montrent que l'environnement « Column » et le « sub-Flowsheet » sont accessibles depuis l'environnement principal « Main Flowsheet ». Toutefois, en utilisant l'Object Navigator (voir la Figure 5.2) on peut se déplacer directement d'un flowsheet à autre.

The screenshot displays the HYSYS 3.2 interface for a simulation titled "CIRCUIT VAPEUR SIMPLE". The interface is divided into several main sections:

- Desktop:** The top menu bar (File, Edit, Simulation, Flowsheet, Workbook, Tools, Window, Help) and the toolbar.
- Process Flowsheet Diagram:** The central area showing a complex process flow with various unit operations like compressors, heat exchangers, and distillation columns.
- Workbook - Case (Main):** A data table showing simulation results for different streams.
- Performance:** A plot showing Temperature (°C) versus Enthalpy (kJ/kgmole) for the "chaudiere" stream.

The following table represents the data from the "Workbook - Case (Main)" section:

Name	1	2	3	4
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature [C]	118.0	482.0	482.0	482.0
Pressure [kPa]	7000	6900	6900	6900
Molar Flow [kgmole/h]	1.943e+004	1.943e+004	5551	1.388e+004
Mass Flow [kg/h]	3.500e+005	3.500e+005	1.000e+005	2.500e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	350.7	350.7	100.2	250.5
Heat Flow [kJ/h]	-5.401e+009	-4.397e+009	-1.256e+009	-3.141e+009
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.780e+005	-2.263e+005	-2.263e+005	-2.263e+005

The "Performance" section shows a plot of Temperature (°C) vs. Enthalpy (kJ/kgmole) for the "chaudiere" stream. The plot shows a curve that starts at approximately 118°C and 350.7 m³/h, rises to a plateau at 482°C, and then continues to rise to 482°C at 250.5 m³/h. The plot is titled "chaudiere" and includes a legend for "Variable" (Enthalpy) and "Y Variable" (Temperature). The "Intervals" are set to 30.

Fig. 1 : Interface HYSYS montrant quelque vocabulaire qui sont utilisée pendant les étapes de construction d'un model

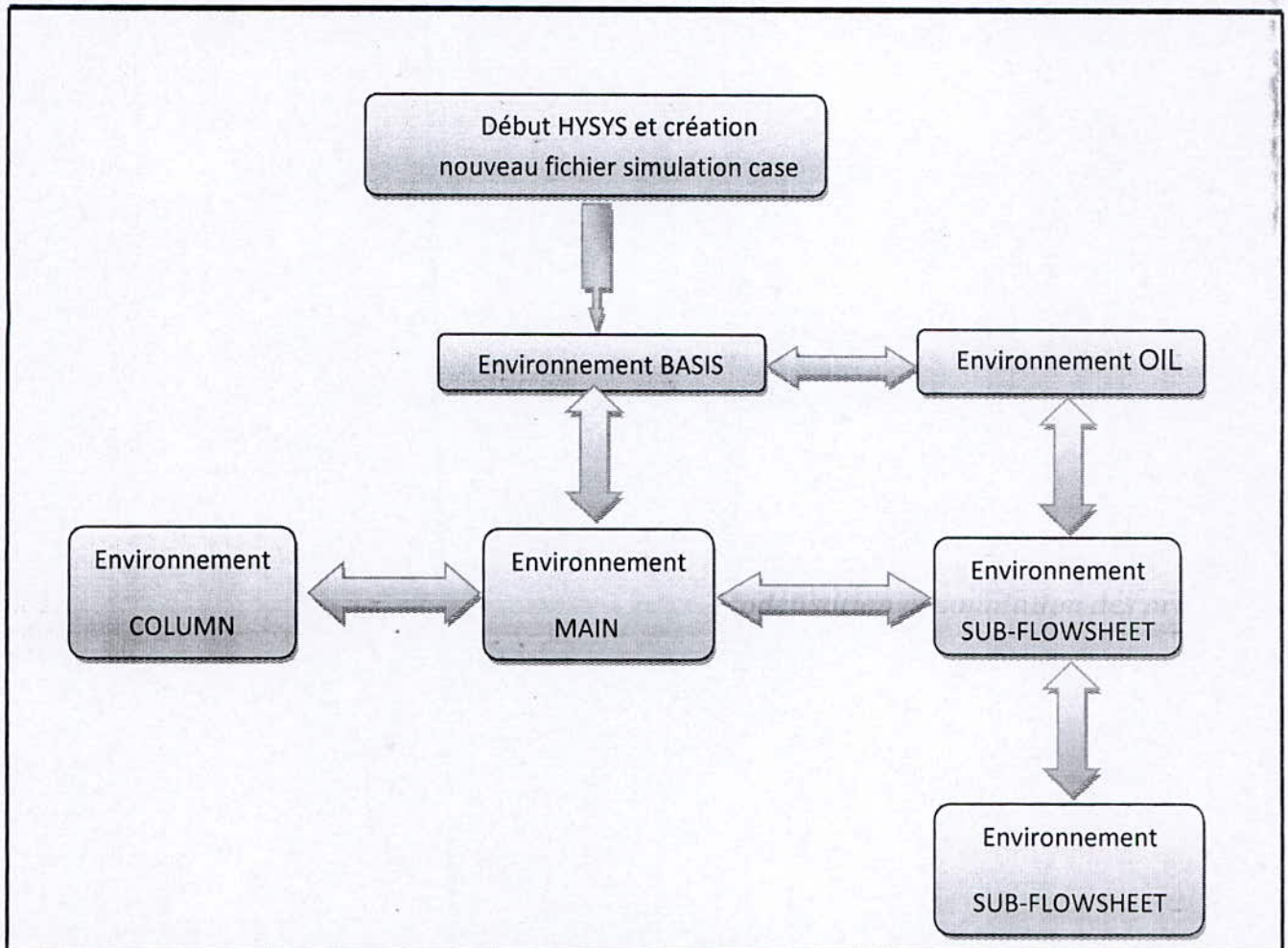


Fig. 2 : Environnement de développement dans HYSYS

4.2 : Caractéristiques principales de HYSYS

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

- (The Integrated Engineering Environment) : Toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun.
- il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique : la modélisation dans un état stable et l'optimisation étant utilisées lors de la conception des procédés : la simulation en régime dynamique étant réservée aux études de contrôlabilité de procédés et au développement de stratégies de contrôle.

‣ Programmation de HYSYS : HYSYS contient un *Internal Macro Engine* qui supporte la même syntaxe que *Microsoft Visual Basic*. On peut automatiser différentes tâches dans HYSYS sans avoir besoin d'un autre programme.

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

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

‣ Gestion intelligente de l'information (*Built-in Intelligence*): Les calculs des propriétés thermodynamiques s'effectuent instantanément et automatiquement dès qu'une nouvelle information est disponible.

‣ Opérations Modulaires: Chaque courant ou unité d'opération peut réaliser tous les calculs nécessaires, en utilisant l'information soit indiquée dans l'opération ou communiquée depuis un courant. L'information est transmise dans les deux directions à travers les *Flowsheets*.

‣ Algorithme de résolution non séquentielle : on peut construire des *flowsheets* dans n'importe quel ordre.

Voici les caractéristiques de HYSYS sur comment opèrent les environnements :

Lorsque l'on effectue des développements dans un *Flowsheet* particulier, seul ce *Flowsheet* et les autres au-dessous dans la description hiérarchique, modifiés. Par exemple, si l'on considère la Figure 5.3. Et que l'on suppose que l'on désire faire des changements dans le *SubFlowsheet D*, on se place dans son environnement pour y effectuer ces changements. Puisque D est au-dessus de E dans la hiérarchie, tous les *Flowsheets* autres que D et E resteront inchangés. Dès que les calculs dans D seront effectués, il est possible alors de se déplacer dans l'environnement *Main Flowsheet* pour recalculer toutes les autres parties du modèle contenues dans les autres *SubFlowsheets*

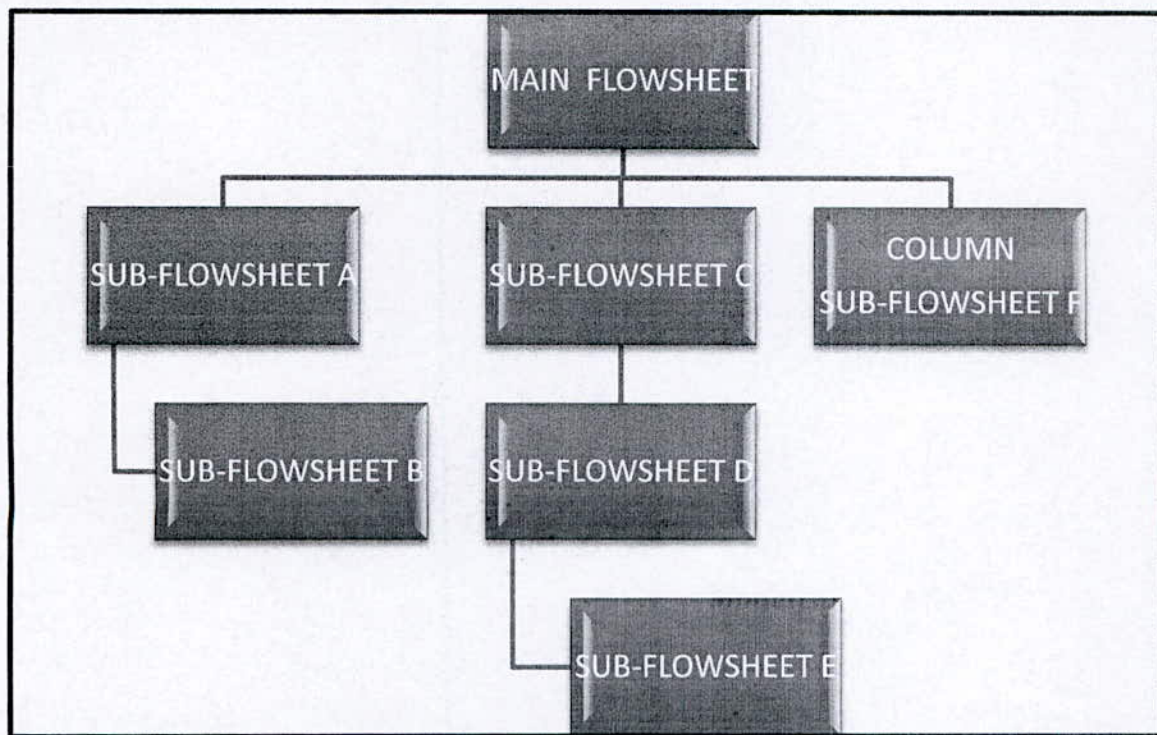


Fig. 5.3 : Organigramme des environnements dans la Hiérarchie

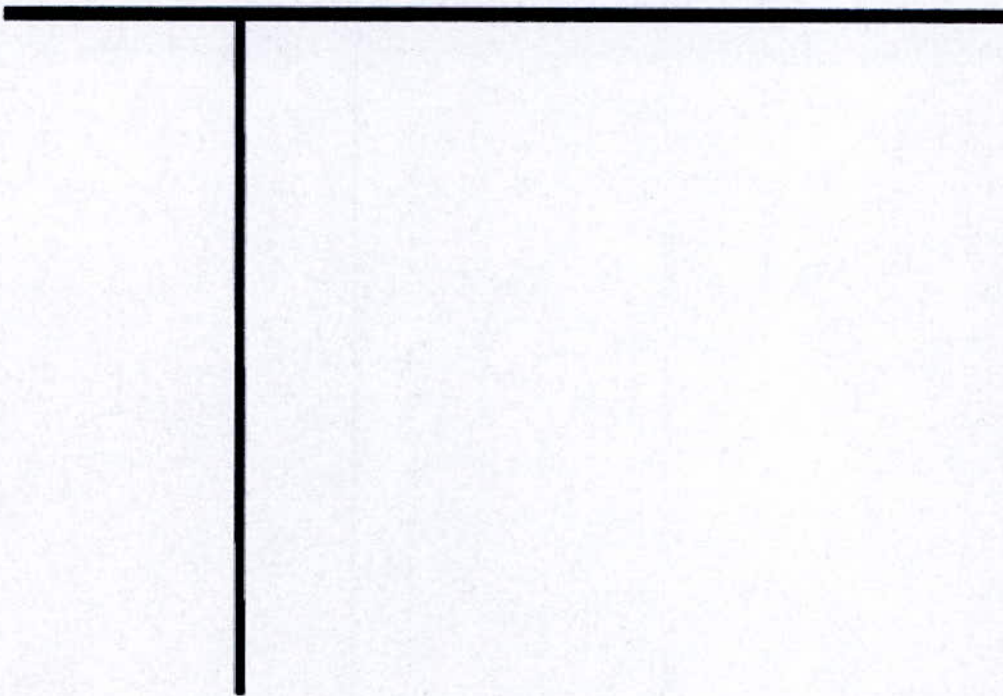
CONCLUSION

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

Ce qui nous facilite la tâche pour entamer la simulation ainsi que le calcul.

NB : une présentation simplifiée de la méthode de modélisation et la simulation avec HYSYS dans (annexe B)

A | *nnexes* | 2



SIMULATION DES CIRCUITS ÉTUDIÉS

1 : INTRODUCTION

Le calcul d'une installation frigorifique ou de vapeur tel que les nôtres , est un calcul itératif compliqué, ce qui nous a poussé à utiliser HYSYS comme calculateur et simulateur et estimateur qui permet d'une part, de gagner du temps et d'autre part d'avoir des résultats exacts pour pouvoir ensuite valoriser l'idée du soutirage

2 : RÉALISATION DU CIRCUIT (Étudiés précédemment dans les chapitres 2.3.4)

Pour réaliser la simulation de ces circuits par le HYSYS il est nécessaire de passer par les étapes suivantes :

2.1 : Introduction des compositions

Au début il faut définir à HYSYS la composition chimique des fluides qu'on veut utiliser dans les cycles.

Dans notre cas il faut définir le GNT (gaz naturel traité) MCR (multi réfrigèrent component) et dans le cas du cycle Rankine l'eau, et elles se présentent comme suite :

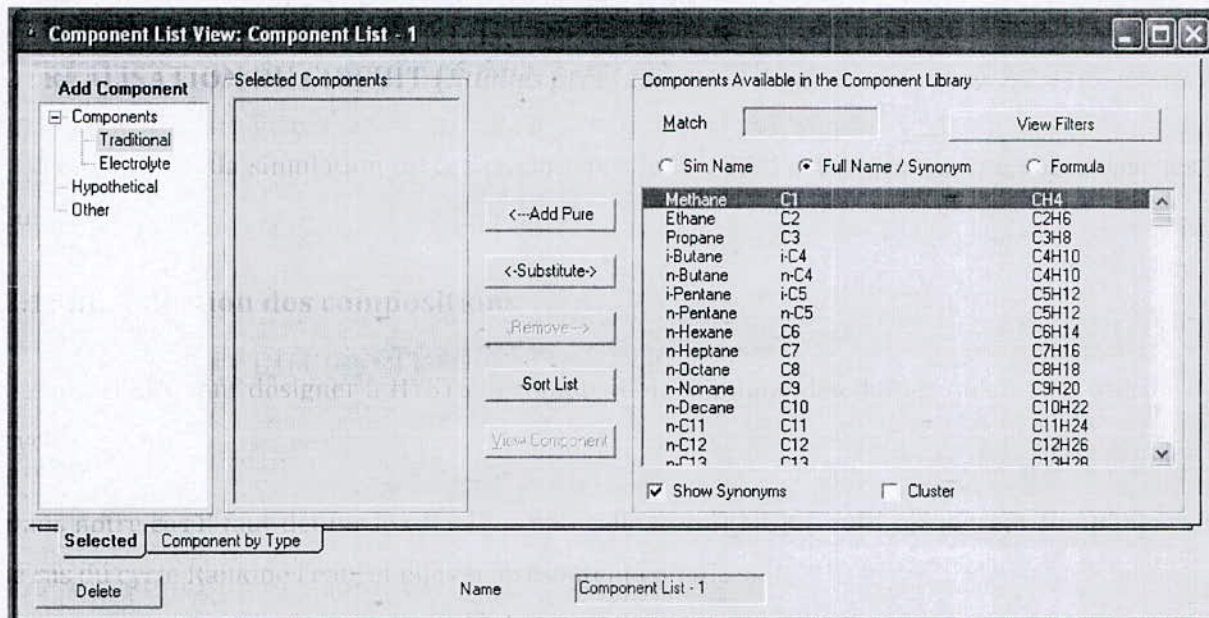


Fig. 6. 1. a : Liste des composants chimiques.

	Mole Fractions	Vapour Phase
n-Hexane	0.000347	0.000347
Helium	0.000380	0.000380
Methane	0.382515	0.382515
Ethane	0.344322	0.344322
Propane	0.099644	0.099644
i-Butane	0.019479	0.019479
n-Butane	0.027649	0.027649
i-Pentane	0.043532	0.043532
n-Pentane	0.027779	0.027779
Nitrogen	0.054351	0.054351
H2O	0.000000	0.000000
Total	1.00000	

Fig. 6. 1. b : La composition du MCR.

Choix de l'équation traitante (fluide package) :

Fig. 2 : Choix de l'équation d'état pour le modèle.

Pour étudier les propriétés des fluides des gaz réels ou des mélanges les plus complexes, les thermodynamiciens ont proposé des équations reliant pression, température, volume et quantité de matière, c'est-à-dire des paramètres d'équilibre du système. Ces équations sont regroupées sous la terminologie générale d'équations d'état. Dans le domaine particulier des hydrocarbures, il est habituel d'utiliser des équations d'état pour décrire les équilibres de phase entre les différents constituants.

2.2 : Approche théorique

Lorsqu'on cherche à déterminer les propriétés d'un corps pur, l'une des premières difficultés réside dans le choix d'une *équation* d'état. On sait *en* effet que le modèle des gaz idéaux est caractérisé, en variables molaires, par la loi : $PV = RT$.

Cette loi n'est valable que loin de la courbe d'équilibre liquide-vapeur, pour des valeurs de la pression faibles, ou de la température élevée. Plus on se rapproche de la courbe de saturation, plus l'hypothèse que la capacité thermique C_p du corps est indépendante de la pression devient fautive. Pour déterminer l'état d'un fluide réel, on utilise le plus souvent un *diagramme* thermodynamique, un tableau *de valeurs des* propriétés thermodynamiques, ou encore un jeu *d'équations d'état* couvrant les diverses zones nécessaires.

De nombreuses équations ont été proposées et continuent d'être mises au point. Parmi les plus utilisées on trouve les équations cubiques, dont l'une des plus simples est celle de (REDLISH-KWONG) qui s'écrit :..... (R3)

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V(V + b) * T^{0.5}}$$

Avec : $a = 0.08664 * \frac{RT_c}{P_c}$

$$b = 0.42748 * \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P_c}$$

Ne nécessitant que la connaissance des *coordonnées critiques* du fluide, elle est très générale, ne s'applique pas à tous les fluides avec la *-même* précision.

Diverses variantes *utilisant une* caractéristique supplémentaire du fluide, le *facteur Acentrique* oméga, ont été proposées dans la littérature (WILSON, SOAVE, PENG ROBINSON...)

En 1976, PENG ROBINSON apportent en plus de la modification du paramètre α une nouvelle expression pour le terme d'attraction. Le progrès est sensible pour la tension de vapeur et surtout pour le calcul des masses volumiques en phase liquide.

Celle de *BENG-ROBINSON* s'écrit :

Les équations d'état de Peng-robinson pour la propriété thermodynamique sont :

Équation d'état

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \dots\dots\dots (1)$$

Volume

$$V^3 + \left(b - \frac{RT}{P}\right)V^2 + \left(\frac{a}{P} - 3b^2 - \frac{RT}{P} 2b\right)V + \left(b^3 + \frac{RT}{P} b^2 - \frac{ab}{P}\right) = 0 \dots\dots\dots (2)$$

Facteur de compressibilité

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \dots\dots\dots (3)$$

Coefficient de fugacité

$$\ln \phi = Z - 1 - \ln(Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \ln\left(\frac{Z+2.414B}{Z-0.414B}\right) \dots\dots\dots (4)$$

Enthalpie résiduel

$$\frac{\Delta H^{\text{resid}}}{RT} = 1 - Z + \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left(1 + \frac{D}{a}\right) \ln\left(\frac{Z+2.414B}{Z-0.414B}\right) \dots\dots\dots (5)$$

Entropie résiduelle

$$\frac{\Delta S^{\text{resid}}}{R} = -\ln(Z - B) + \frac{AD}{2\sqrt{2}Ba} \ln\left(\frac{Z+2.414B}{Z-0.414B}\right) \dots\dots\dots (6)$$

Paramètres

$$a = a_c \alpha \dots\dots\dots (7)$$

$$a_c = 0.45724R^2T_c^2/P_c \dots\dots\dots (8)$$

$$b = 0.07780RT_c/P_c \dots\dots\dots (9)$$

$$\alpha = [1 + m \left(1 - T_1^{1/2}\right)]^2 \dots\dots\dots (10)$$

$$m = 0.37644 + 1.54226\theta - 0.26992\theta^2 \text{ (original PR)} \dots\dots\dots (11)$$

$$m = \text{see stryjek, Vera (modified PR)} \dots\dots\dots (12)$$

$$A = \frac{aP}{R^2T^2} = \frac{0.45724\alpha P_1}{T_1^2} = 0.45724 \frac{(P/P_c)}{(T/T_c)^2} \alpha \dots\dots\dots (13)$$

$$B = \frac{bP}{RT} = 0.07780 \frac{P_1}{T_1} = 0.07780 \frac{(P/P_c)}{(T/T_c)} \dots\dots\dots (14)$$

$$D = -T \frac{da}{dT} = m\alpha \sqrt{T_1/\alpha} \dots\dots\dots (15)$$

Les équations de *PENG-ROBINSON* (PR) et de *SOAVE-REDLICH-KWONG* (SRK) sont largement utilisées dans l'industrie, particulièrement le raffinage, traitement du gaz et la simulation des procédés industriels des hydrocarbures

Leurs avantages résident dans le fait qu'elles nécessitent peu de données expérimentales (les coordonnées critiques et le facteur acentrique), un temps de simulation relativement court et surtout qu'elles conduisent à une bonne estimation des équilibres liquide - vapeur pour les hydrocarbures qui sont particulièrement important pour la conception des procédés.

Par ailleurs, ces équations présentent d'importantes limitations par exemple, les densités liquides ne sont pas correctement évaluées, les paramètres ne sont pas adéquats pour les autres fluides non hydrocarbure notamment les fluide polaire, De plus, quelle que soit les modifications apportées, il apparait impossible de représenter de manière satisfaisante la région critique..... **(R3)**

2.3 : Création des composants du cycle dans l'environnement de la simulation

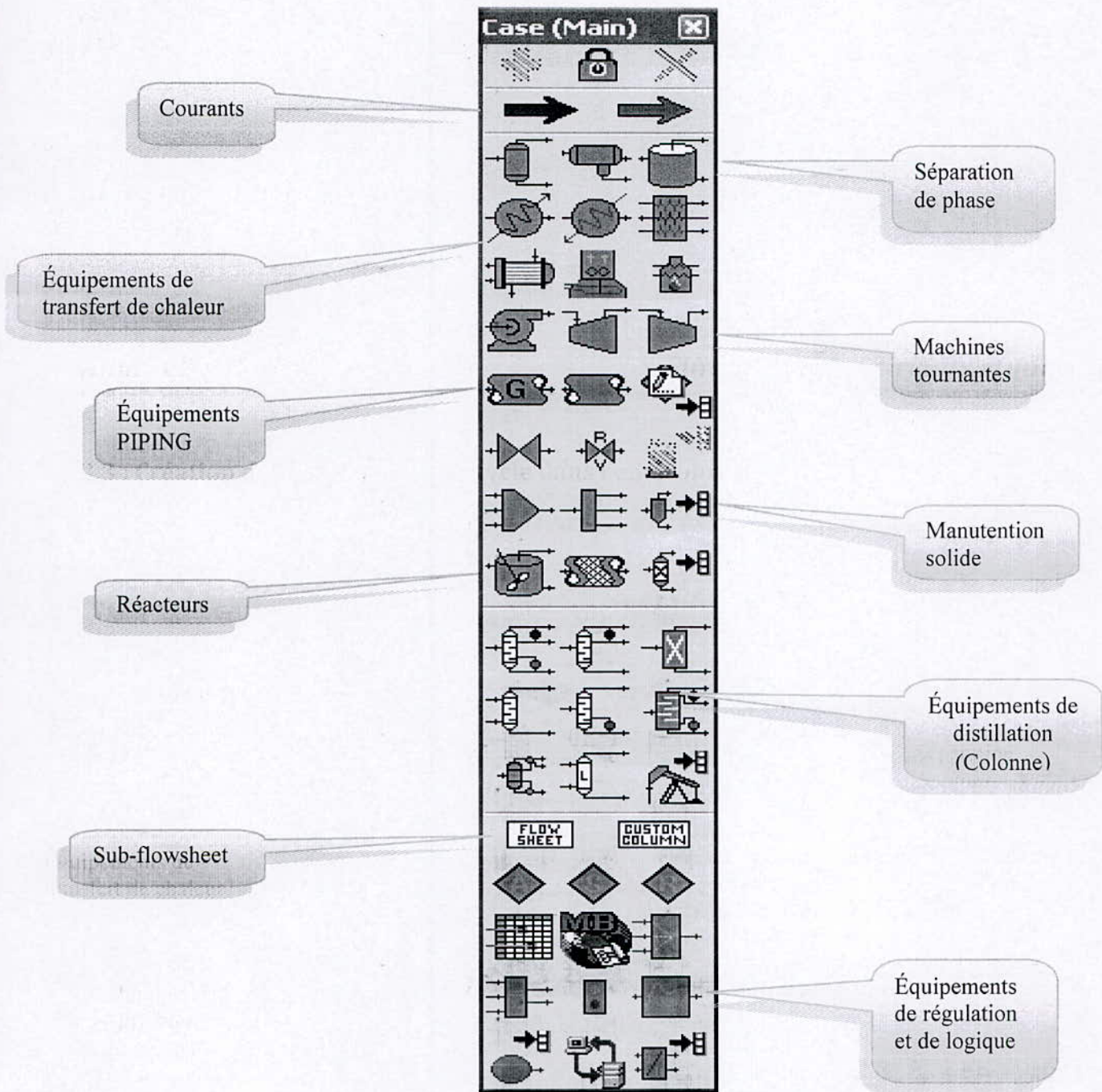


Fig. 3 : Palette d'objets HYSYS.

3 : PRINCIPAUX COMPOSANTS DES INSTALLATIONS ÉTUDIÉES

3.1 : l'installation cryogénique

3.1.1 : Compresseur C201

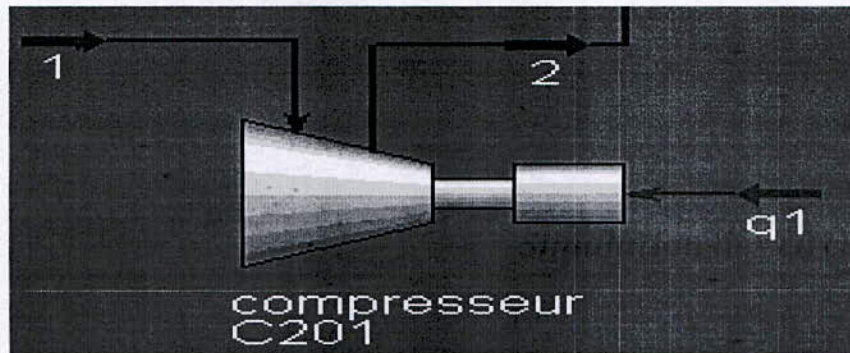


Fig. 6. 4. a : Compresseur C201.

Le compresseur absorbe le MSR en basse pression à (20.54c° ; 3.5 bars) et le refoule à (114c° ; 21.5bars).

Voici les paramètres d'entrée - sorties de ce compresseur :

Worksheet		1	2	q1
Name		1	2	q1
Vapour		1.0000	1.0000	<empty>
Conditions	Temperature [C]	20.54	114.0	<empty>
Properties	Pressure [kPa]	350.0	2150	<empty>
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	6.819e+004	6.819e+004	<empty>
PF Specs	Mass Flow [kg/h]	2.068e+006	2.068e+006	<empty>
	LiqVol Flow [m3/h]	4993	4993	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.558e+004	-8.064e+004	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	179.4	179.5	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-5.836e+009	-5.499e+009	3.366e+008

Fig. 6. 4. b : Paramètres d'entrée-sorties du compresseur.

3.2.2 : Échangeur cryogénique E202 A/H

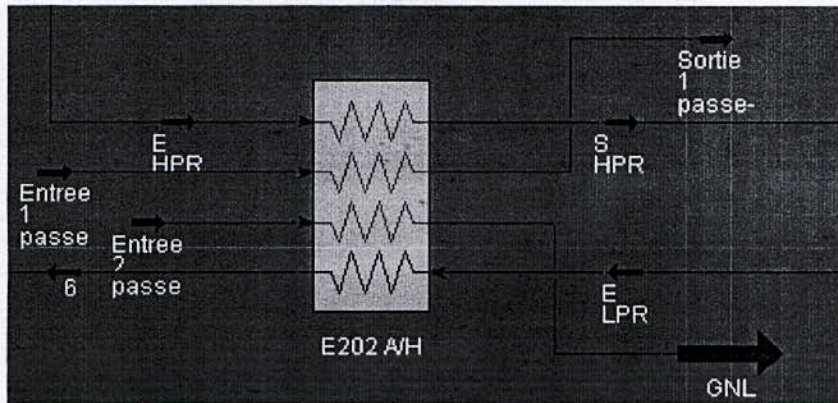


Fig. 6. 5. a : Échangeur cryogénique.

Cet échangeur a pour but d'assurer l'échange thermique entre le MCR et le GN ;

Les principaux paramètres d'entées et sorties de cet échangeur sont présentés sur le tableau suivant :

NEW1 YOUS - HYSYS 3.2 - [E202 A/H]					
File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help					
Environment: Case (Main) Mode: Steady State					
Worksheet	Name	E HPR	E LPR	Entree 1 passe	Entree 2 passe
Conditions	Vapour	0.9085	0.0518	0.9996	1.0000
Properties	Temperature [C]	30.00	-147.1	29.00	-65.00
Composition	Pressure [kPa]	2150	375.0	4000	4000
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	6.819e+004	6.819e+004	1.100e+004	8500
	Mass Flow [kg/h]	2.068e+006	2.068e+006	2.097e+005	1.363e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	4993	4993	617.6	438.4
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.753e+004	-1.073e+005	-7.372e+004	-7.168e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	159.0	68.84	154.7	133.4
	Heat Flow [kJ/h]	-5.969e+009	-7.318e+009	-8.110e+008	-6.093e+008
	Name	666.6	Sortie 1 passe-	GNL	S HPR
	Vapour	1.0000	0.8600	0.0476	0.0000
	Temperature [C]	20.54	-65.00	-144.0	-144.0
	Pressure [kPa]	350.0	4000	3975	2125
	Molar Flow [kgmole/h]	6.819e+004	1.100e+004	8500	6.819e+004
	Mass Flow [kg/h]	2.068e+006	2.097e+005	1.363e+005	2.068e+006
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	4993	617.6	438.4	4993
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.558e+004	-7.935e+004	-8.010e+004	-1.073e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	179.4	131.9	83.27	68.04
	Heat Flow [kJ/h]	-5.836e+009	-8.728e+008	-6.808e+008	-7.318e+009

Fig. 6. 5. b : Paramètres d'entées - sortie de l'échangeur cryogénique.

3.2 : L'installation à vapeur

3.2.1 : La Chaudière



Fig. 6. 6. a : Chaudière.

Pour les besoins de simulation on considérera que la chaudière est un échangeur évaporateur. Cette chaudière a pour but de produire de la vapeur surchauffée saturée à 482 c° et 69 bars pour faire fonctionner l'installation.

Les principaux paramètres d'entées-sortie de cette chaudière sont présentés sur le tableau suivant :

Worksheet		1	2	Q apporte
Conditions	Vapour	0.0000	1.0000	<empty>
	Temperature [C]	118.0	482.0	<empty>
Properties	Pressure [kPa]	7000	6900	<empty>
	Molar Flow [kgmole/h]	1.943e+004	1.943e+004	<empty>
Composition	Mass Flow [kg/h]	3.500e+005	3.500e+005	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	350.7	350.7	<empty>
PF Specs	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.780e+005	-2.263e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	74.84	169.9	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-5.401e+009	-4.397e+009	1.004e+009

Fig. 6. 6. b : Paramètres d'entées - sortie de la chaudière

3.2.2 : La turbine à vapeur (TAV)

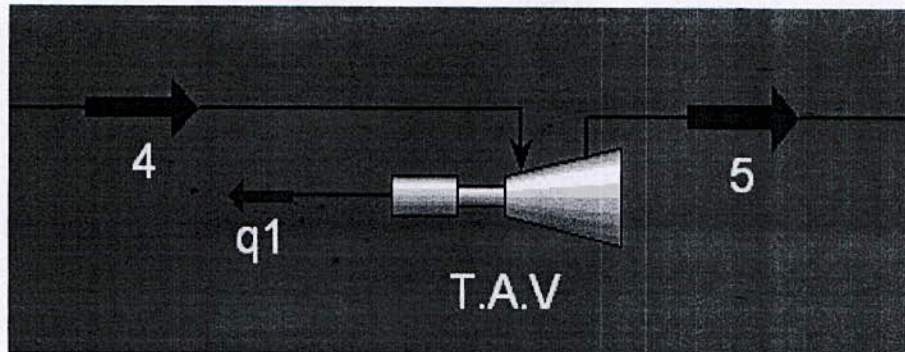


Fig. 6. 7. a : La turbine à vapeur (TAV).

La turbine à vapeur a pour but de transformer l'énergie thermique en énergie mécanique pour entraîner le compresseur cryogénique ;

Les principaux paramètres d'entées et de sortie de cette turbine sont présentés sur le tableau suivant :

Worksheet		Name	4	5	q1
Conditions Properties Composition PF Specs	Vapour		1.0000	0.8696	<empty>
	Temperature [C]		482.0	52.00	<empty>
	Pressure [kPa]		6900	13.52	<empty>
	Molar Flow [kgmole/h]		1.388e+004	1.388e+004	<empty>
	Mass-Flow [kg/h]		2.500e+005	2.500e+005	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		250.5	250.5	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]		-2.263e+005	-2.457e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		169.9	176.0	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]		-3.141e+009	-3.410e+009	2.695e+008

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete [] Ignored

Fig. 6. 7. b : Paramètres d'entrée - sorties de la turbine.

3.3 : L'Installation à vapeur avec soutirage

3.3.1 : La turbine à vapeur avec soutirage

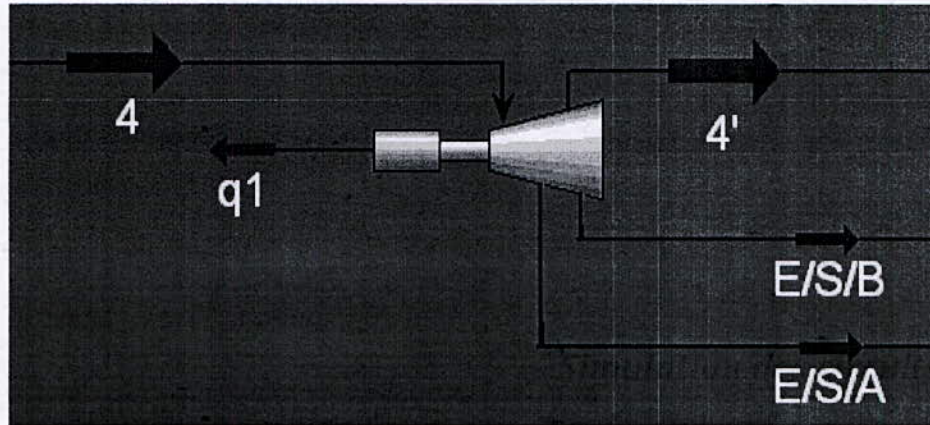


Fig. 6. 8. a : Turbine à vapeur avec soutirage.

C'est la turbine de notre amélioration par l'adition des réchauffeurs au niveau la turbine (TAV).

Les principaux paramètres d'entrée - sorties de cette turbine sont présentés sur le tableau suivant :

Worksheet	Name	4	5	q1	E/S/B	E/S/A
Conditions	Vapour	1.0000	0.8696	<empty>	C.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	482.0	52.00	<empty>	90.00	141.8
Composition	Pressure [kPa]	6900	13.52	<empty>	70.16	360.3
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1.388e+004	1.388e+004	<empty>	1054	1188
	Mass Flow [kg/h]	2.500e+005	2.500e+005	<empty>	1.898e+004	2.140e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	250.5	250.5	<empty>	19.02	2.44
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.263e+005	-2.457e+005	<empty>	-2.803e+005	-2.373e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	169.9	176.0	<empty>	69.10	113.6
	Heat Flow [kJ/h]	-3.141e+009	-3.410e+009	2.695e+008	-2.953e+008	-2.818e+008

Fig. 6. 8. b : Paramètres d'entrée - sorties de la turbine.

3.3.2. : Réchauffeurs

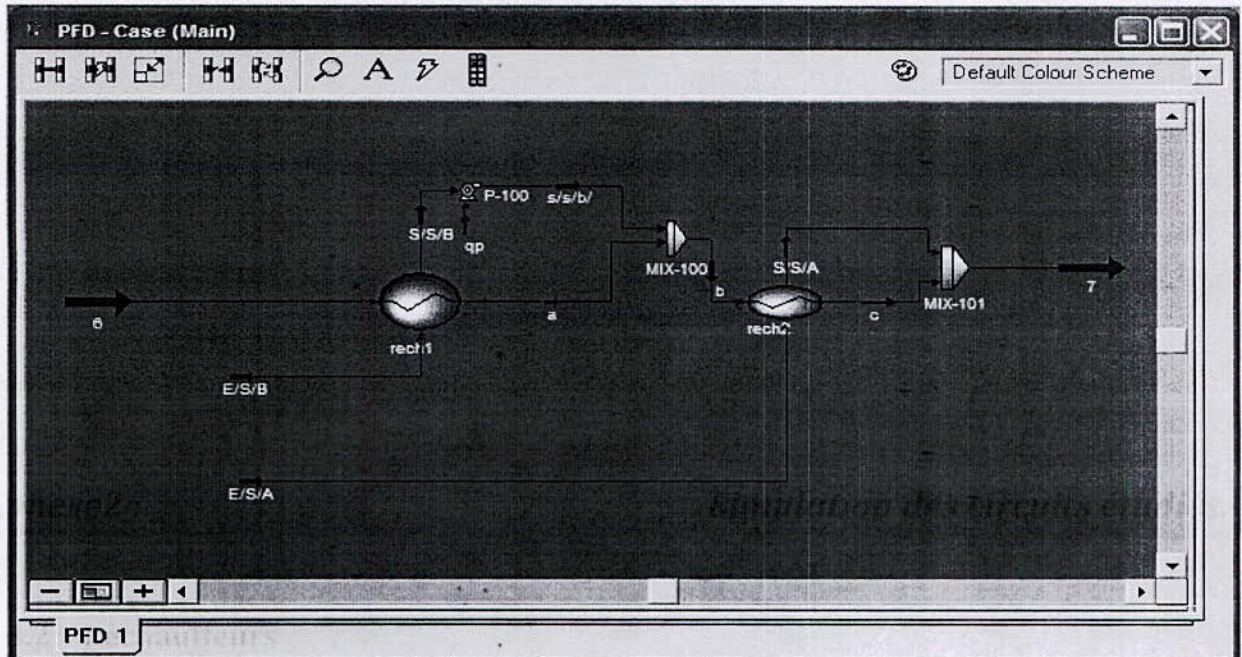


Fig. 9. a : Disposition des réchauffeurs.

Les réchauffeurs ont pour but de transmettre l'énergie (sous forme de chaleur) à l'eau d'alimentation de la chaudière.

Les principaux paramètres sorties- entrée de ces réchauffeurs sont présentés sur ce tableau :

Workbook - Case (Main)					
Name	E/S/A	E/S/B	6	a	S/S/B
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	141.8	90.00	52.00	53.85	70.00
Pressure [kPa]	380.3	70.16	600.0	500.0	70.16
Molar Flow [kgmole/h]	1188.	1054	1.164e+004	1.164e+004	1054
Mass Flow [kg/h]	2.140e+004	1.898e+004	2.096e+005	2.096e+005	1.898e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	21.44	19.02	210.0	210.0	19.02
Heat Flow [kJ/h]	-2.818e+008	-2.953e+008	-3.296e+009	-3.295e+009	-2.970e+008
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.373e+005	-2.803e+005	-2.833e+005	-2.832e+005	-2.819e+005
Name	c	S/S/A	s/s/b/	b	7
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	105.0	106.0	70.05	55.19	105.1
Pressure [kPa]	380.3	380.3	500.0	500.0	380.3
Molar Flow [kgmole/h]	1.269e+004	1188	1054	1.269e+004	1.388e+004
Mass Flow [kg/h]	2.286e+005	2.140e+004	1.898e+004	2.286e+005	2.500e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	229.1	21.44	19.02	229.1	250.5
Heat Flow [kJ/h]	-3.542e+009	-3.315e+008	-2.970e+008	-3.592e+009	-3.874e+009
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.791e+005	-2.791e+005	-2.819e+005	-2.831e+005	-2.791e+005

Fig. 9. b : Paramètres sortie - entrées des réchauffeurs.

Les principaux paramètres constructifs du premier réchauffeur sont présentés sur ce tableau :

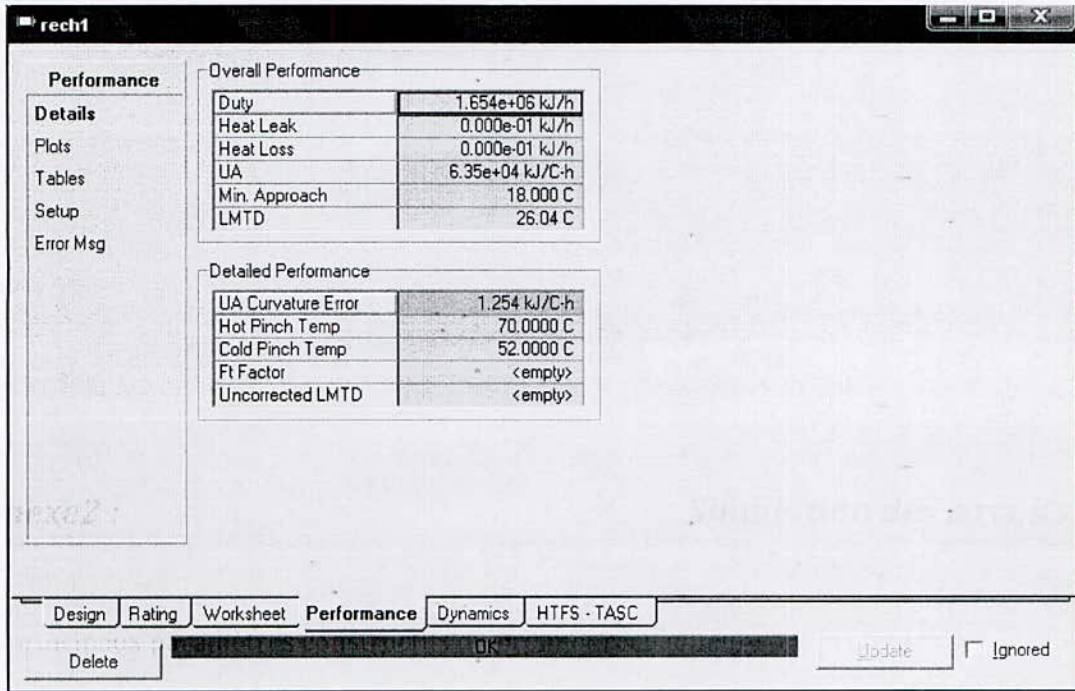


Fig. 9. C. 1 : Les paramètres thermodynamiques.

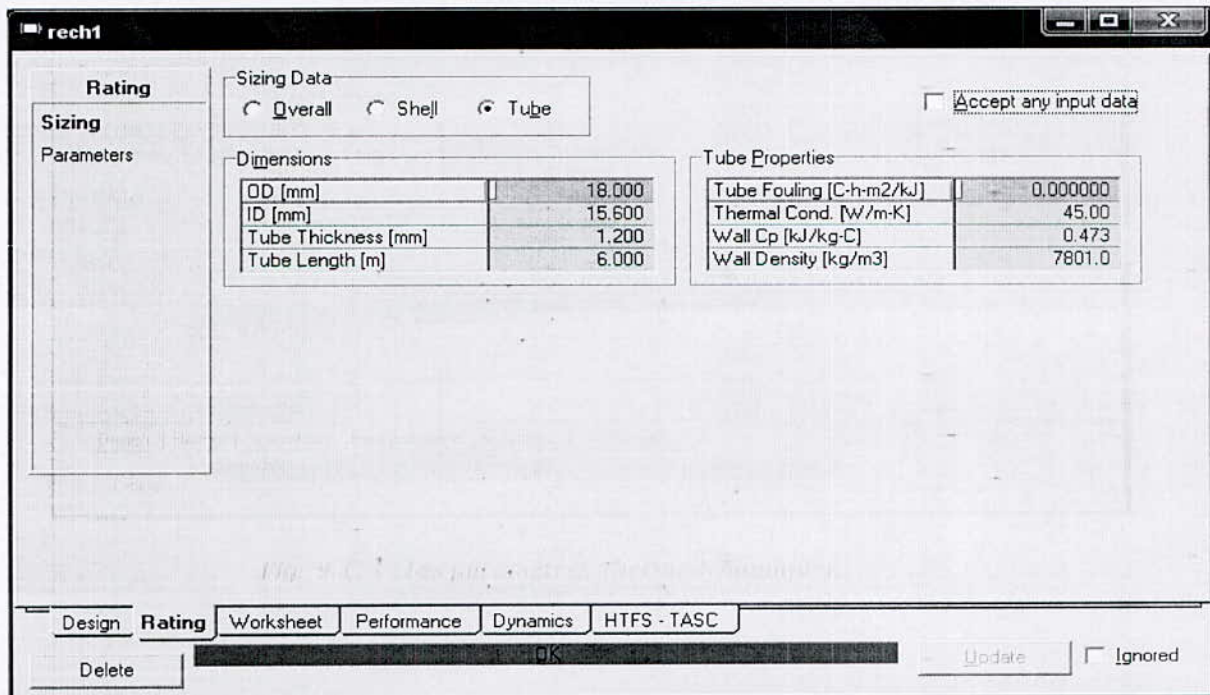


Fig. 9. C. 2 : Les paramètres géométriques.

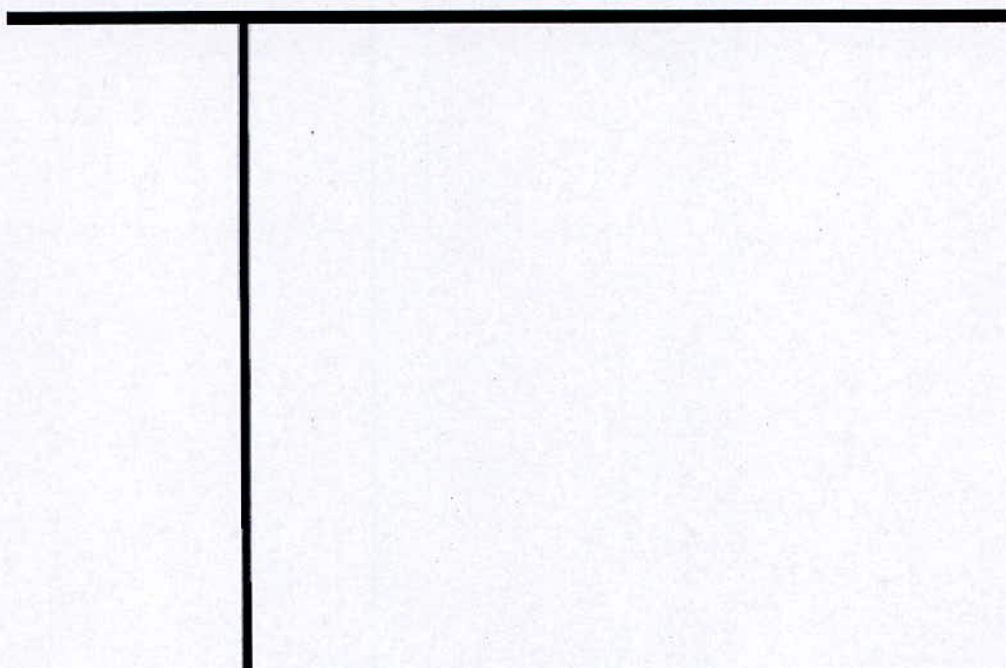
4 : CONCLUSION

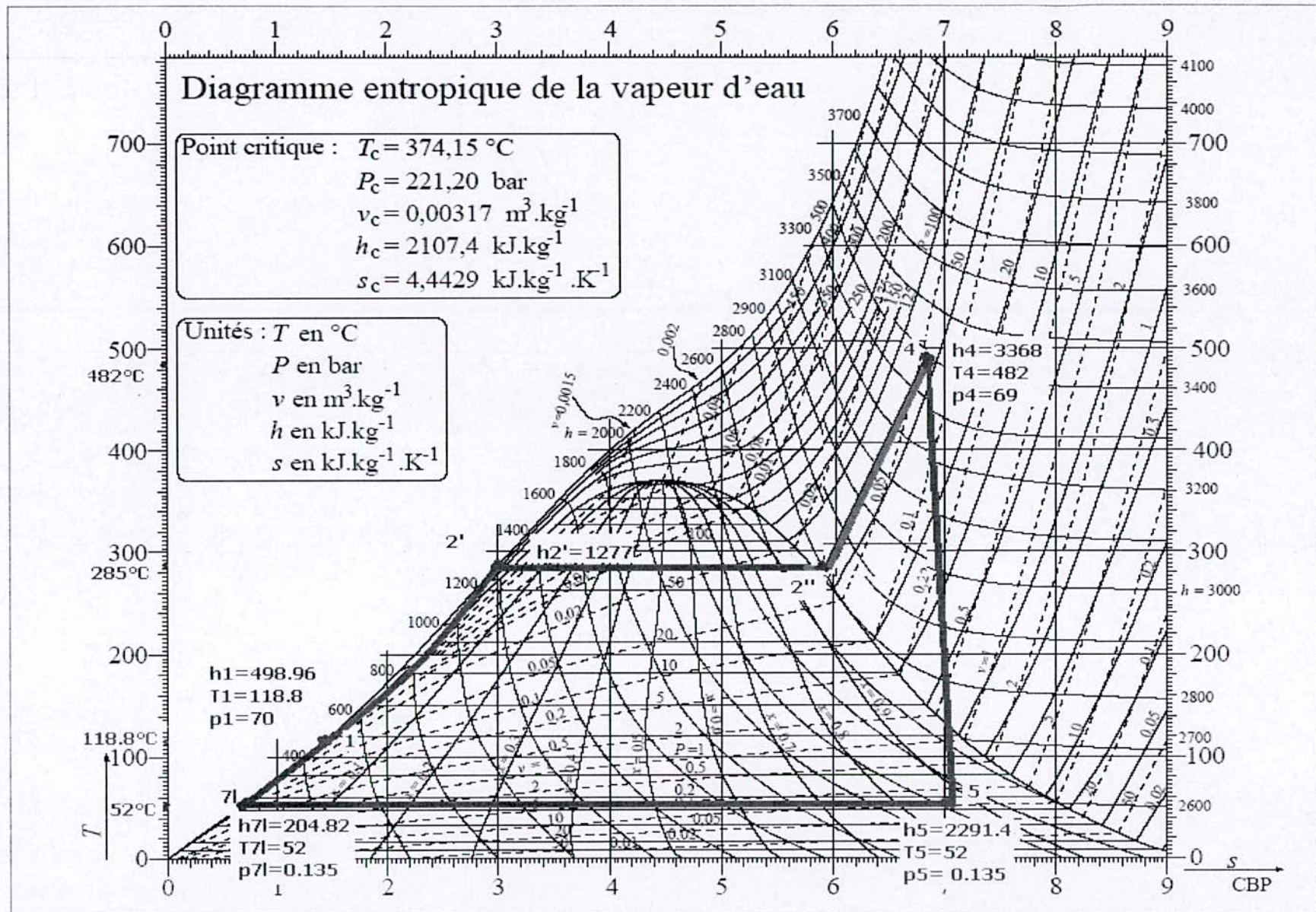
Dans ce chapitre on a effectué la simulation du PRICO avec aspentech HYSYS®, et des circuits sans et avec soutirage, on remarque clairement que le rendement moteur et thermique augmentent dans le cas du circuit avec soutirage.

L'idée d'utiliser un soutirage double contribue de façon très importante à augmenter le rendement pour une installation à intérêt thermique et moteur.

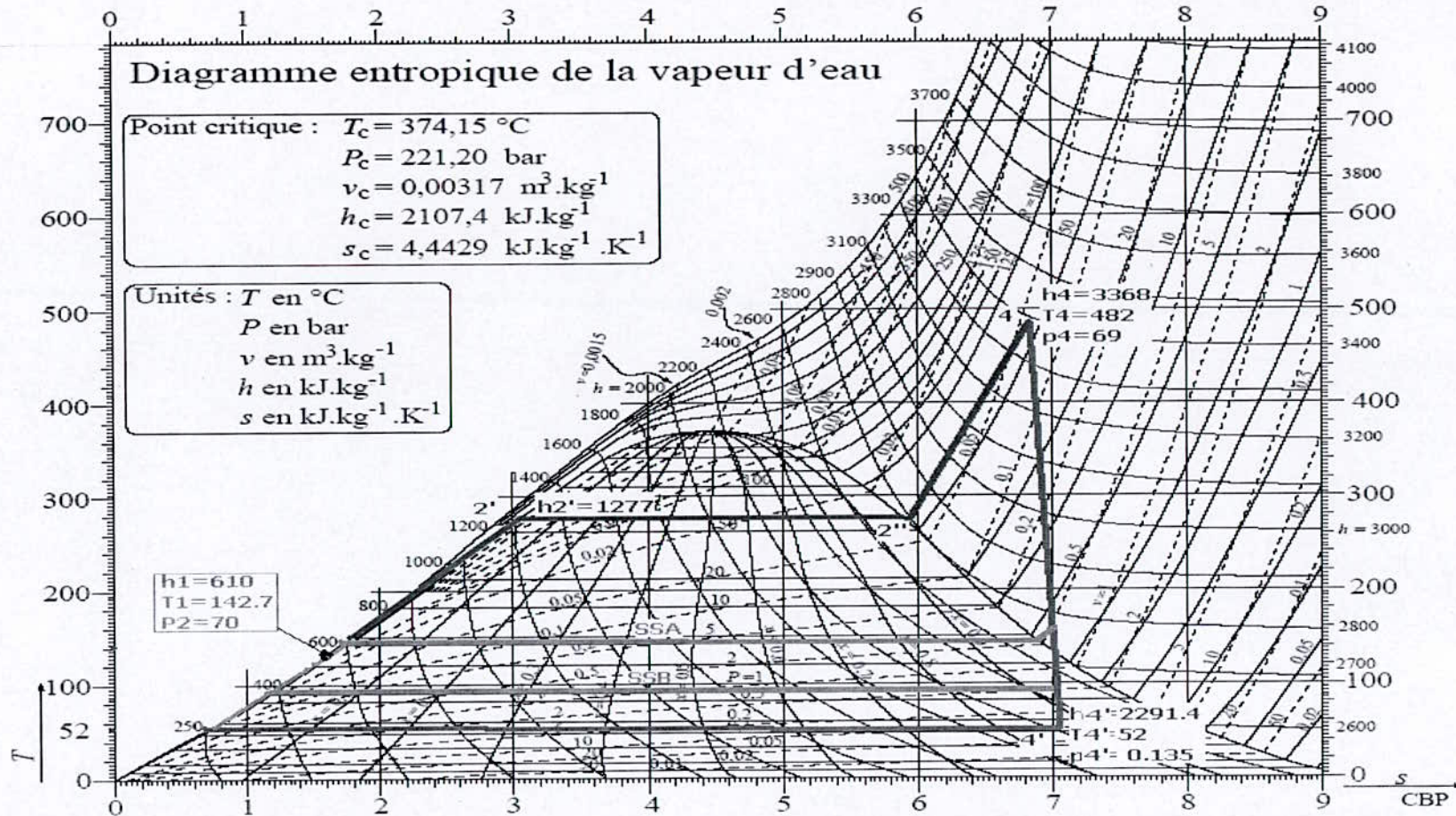
Reste à estimer le cout de ce projet pour voir l'influence de ses charges économiques, qui fera l'objet du prochain chapitre.

A *nnexes* | A





Circuit de Rankine Hirn de l'installation à vapeur



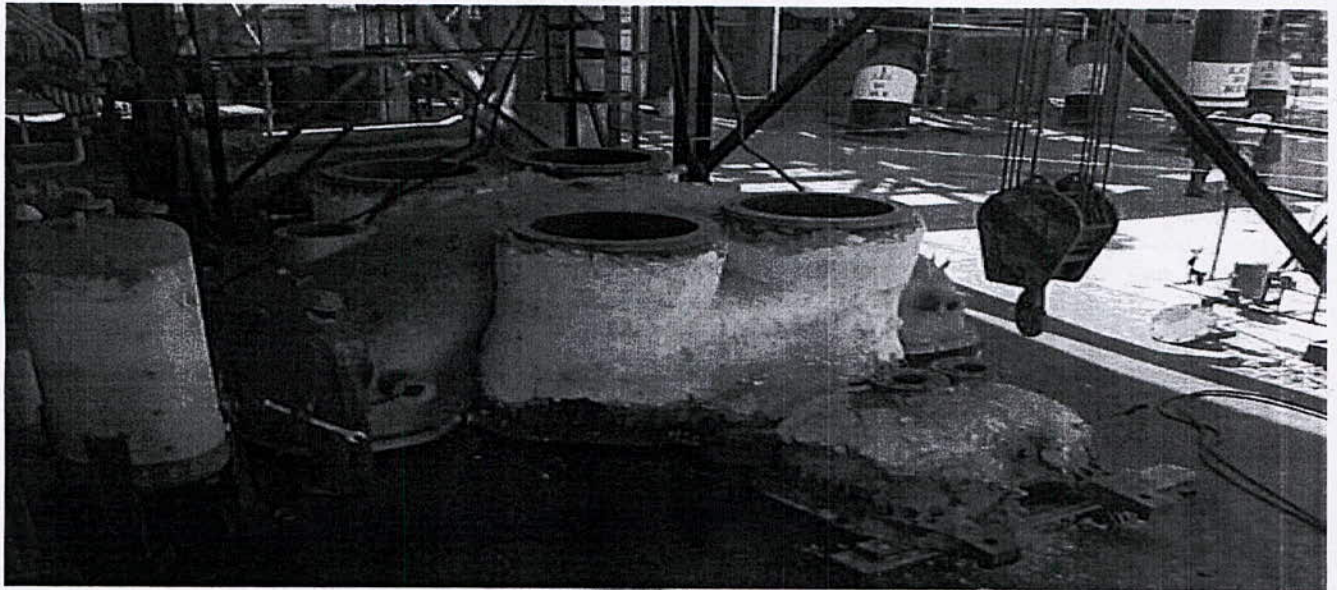
Circuit de Rankine Hirn de l'installation avec soutirage

AVANT COMBUSTION				APRES COMBUSTION			
compo	1Kg combustible	1Kmole combustible	kmole (O ₂)	kmole (CO ₂)	kmole (H ₂ O)	kmole (N ₂)	kmole (o ₂)
N ₂	(N ₂)	$\frac{(N_2)}{28}$ de N ₂	-	-	-	$\frac{(N_2)}{28}$	-
CH ₄	(CH ₄)	$\frac{(CH_4)}{16}$ de CH ₄	$\frac{(CH_4)}{8}$	$\frac{(CH_4)}{16}$	$\frac{(CH_4)}{8}$	-	-
C ₂ H ₆	(C ₂ H ₆)	$\frac{(C_2H_6)}{30}$ de C ₂ H ₆	$\frac{7(C_2H_6)}{60}$	$\frac{(C_2H_6)}{15}$	$\frac{(C_2H_6)}{10}$	-	-
C ₃ H ₈	(C ₃ H ₈)	$\frac{(C_3H_8)}{44}$ de C ₃ H ₈	$\frac{5(C_3H_8)}{44}$	$\frac{3(C_3H_8)}{44}$	$\frac{(C_3H_8)}{11}$	-	-
C ₄ H ₁₀	(C ₄ H ₁₀)	$\frac{(C_4H_{10})}{58}$ de C ₄ H ₁₀	$\frac{13(C_4H_{10})}{116}$	$\frac{2(C_4H_{10})}{29}$	$\frac{5(C_4H_{10})}{58}$	-	-
CO ₂	(CO ₂)	$\frac{(CO_2)}{44}$ de CO ₂	-	$\frac{(CO_2)}{44}$	-	-	-
H _e	(H _e)	$\frac{(H_e)}{4}$ de H _e	-	-	-	-	-
C+	(C ₊)	-	-	-	-	-	-
Q _s	-	-	$\sum o_2$	$\sum C_o 2_f$	$\sum H_2 O_f$	$\left(\frac{N_2}{28}\right) + 3.76 \sum o_2$	-
Q _e	-	-	$(\lambda - 1) \sum o_2$	-	-	$3.76(\lambda - 1) \sum o_2$	$(\lambda - 1) \sum o_2$
total	-	-	$\lambda \sum o_2$	$\sum C_o 2_f$	$\sum H_2 O_f$	$\left(\frac{N_2}{28}\right) + 3.76\lambda \sum o_2$	$(\lambda - 1) \sum o_2$

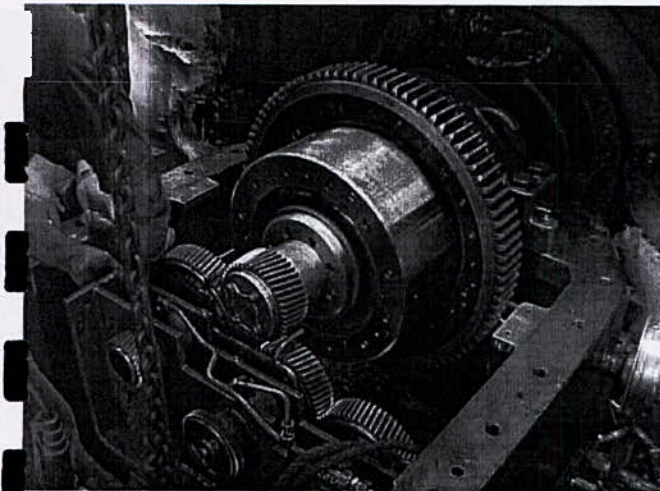
Tableau théorique du bilan massique de générateur de vapeur (chaudière).

Q_s: quantité stœchiométrique.

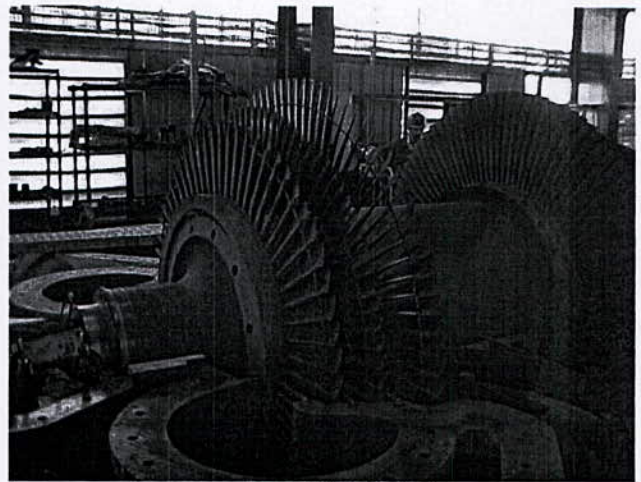
Q_e: quantité d'excès d'air.



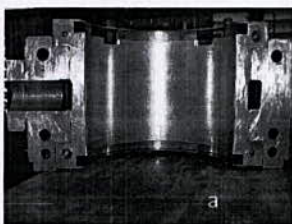
Enveloppe de la TAV



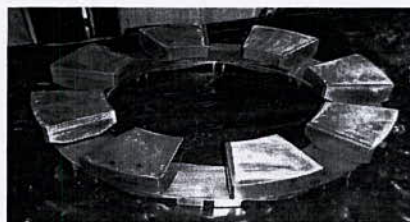
Vireur d'arbre de TAV



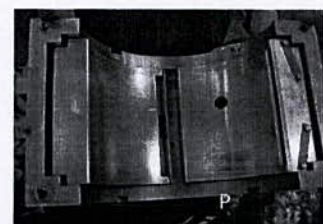
Arbre de TAV



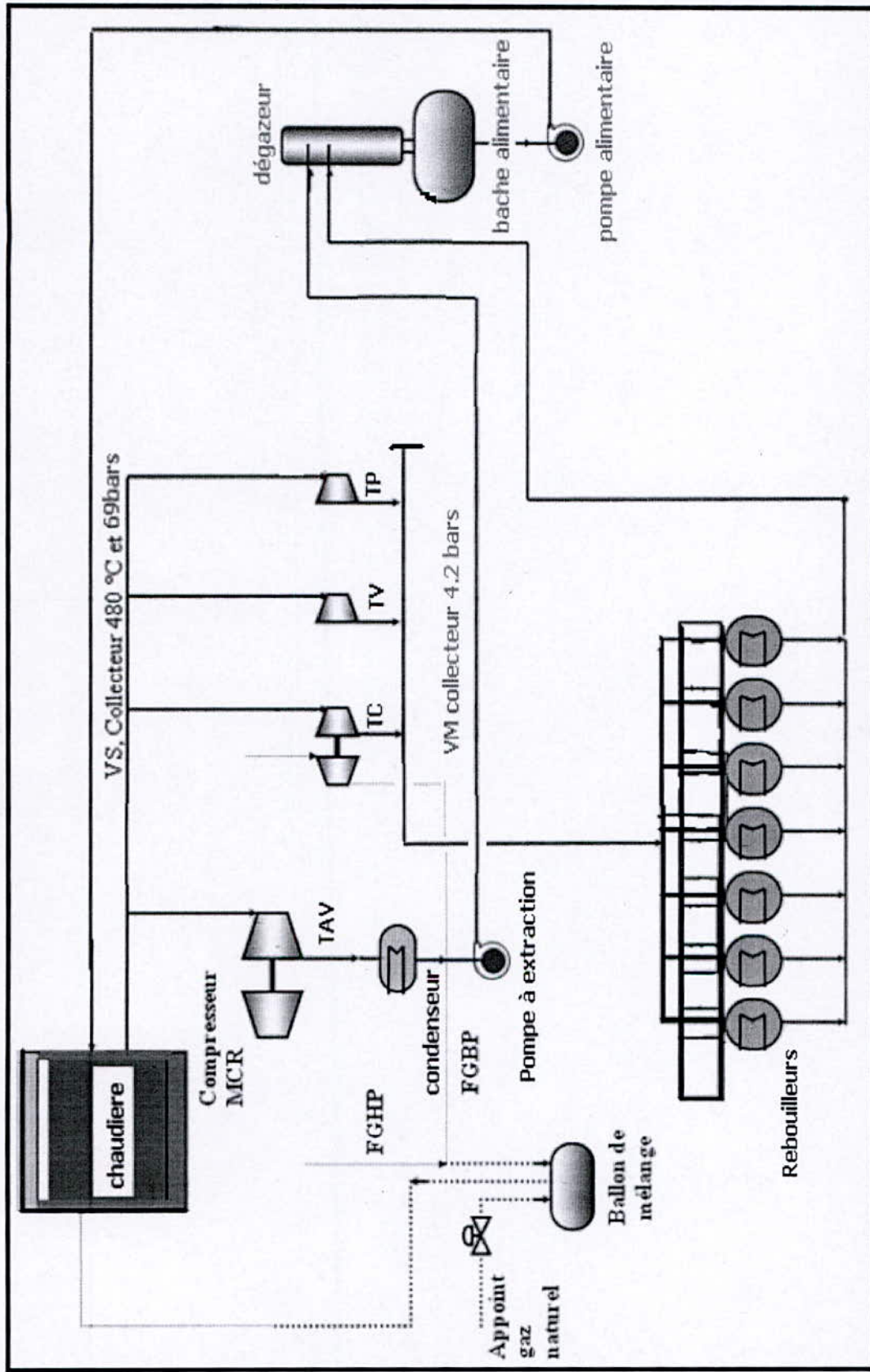
Palier lisse



Palier de buté

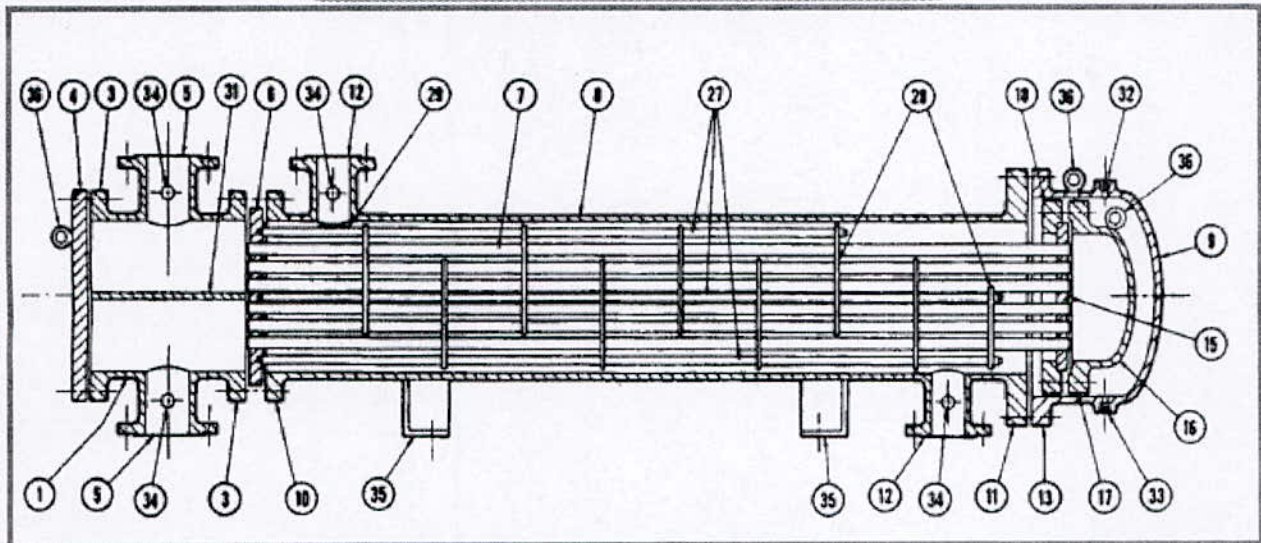


Palier oscillant



Description de l'installation à vapeur (6P/5P)

FIG . L'ECHANGEUR FISCEAN CALANDRE.



1. Extrémité fixe -virole de boite à fond plat.

2. Extrémité fixe -virole de boite à fond bombé monobloc

3. Bride d'extrémité fixe sur boite à fond plat ou à fond bombé monobloc

4. Fond plat de boite d'extrémité

5. Tubulure de boite d'extrémité

6. Plaque tubulaire

7. Tubes

8. Virole de calandre ou corps

9. Fond de calandre ou corps

10. Bride de calandre ou corps, extrémité fixe

11. Bride de calandre ou de corps, extrémité arrière

12. Tubulure de calandre ou de ceps

13. Bride de fond de calandre

14. Soufflet de dilatation

15. Plaque tubulaire de tête flottante

16. Fond de tête flottante

17. Bride de tête flottante

18. Contre bride de tête flottante

19. Anneau fendu

20. Contre-bride slip-on

21. Fond extérieur de tête flottante

22. Jupe de plaque tubulaire de tête

23. Boîtier de garniture

24. Garniture

25. Couvercle presse-garniture

26. Anneau lanterne

27. Tirants et entretoises

28. Chicanes transversales ou plaques support

29. Déflecteurs de protection cotre l'impact

30. Chicane longitudinale

31. Plaque de séparation de passe

32. Purge de gaz

33. Purge de liquide

34. Raccord d'instrument de mesure

35. Berceau-support

36. Anneau de lavage

37. Console-support

38. Déversoir

39. Prise de niveau de liquide

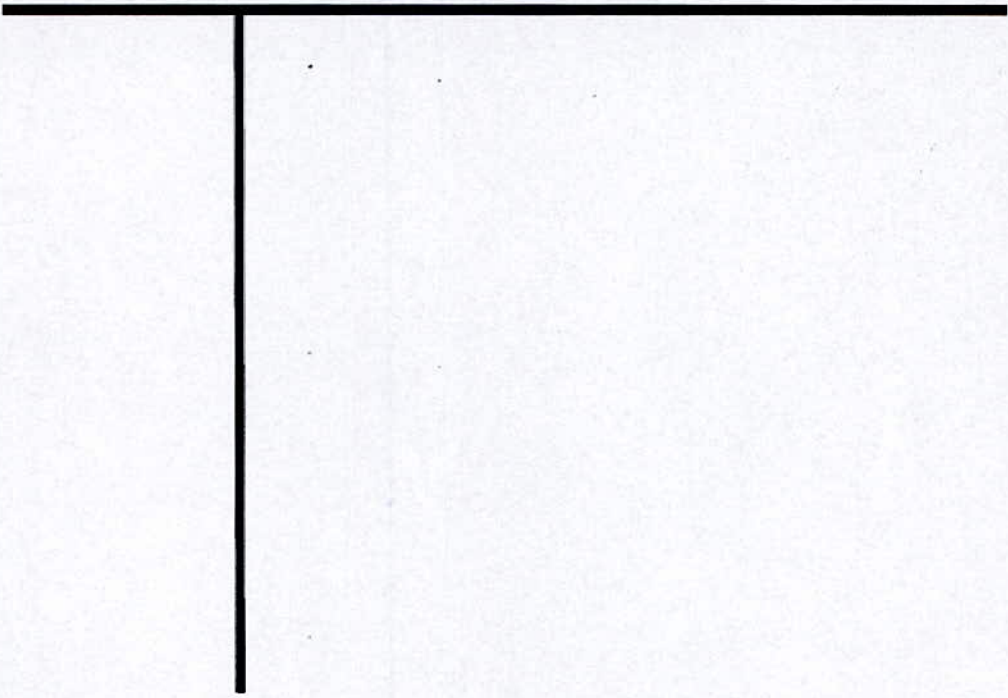
composant	AVANT COMBUSTION			APRES COMBUSTION			
	1Kg combustible	1Kmole combustible	kmole (O ₂)	kmole (CO ₂)	kmole (H ₂ O)	kmole (N ₂)	kmole (o ₂)
N ₂	14476.158	517	-	-	-	517	-
CH ₄	19684.6786	1230.29	2460.8	1230.29	2460.8	-	-
C ₂ H ₆	669.51	22.317	78.109	44.634	66.951	-	-
C ₃ H ₈	331.9524	7.544	37.72	22.632	30.176	-	-
C ₄ H ₁₀	181.8576	3.135	20.37	12.54	15.675	-	-
CO ₂	28.6488	0.651	-	0.651	-	-	-
H _e	81.8208	20.455	-	-	-	-	-
C+	324.28	-	-	-	-	-	-
Qs	-	-	2596.99	1310.747	2573.60	10281.68	-
Qe	-	-	294.5	-	-	956.938	254.50
total	-	-	2851.49	1310.747	2573.60	11238.62	254.50

Tableau du calcul : bilan massique de l'installation à vapeur sans soutirage

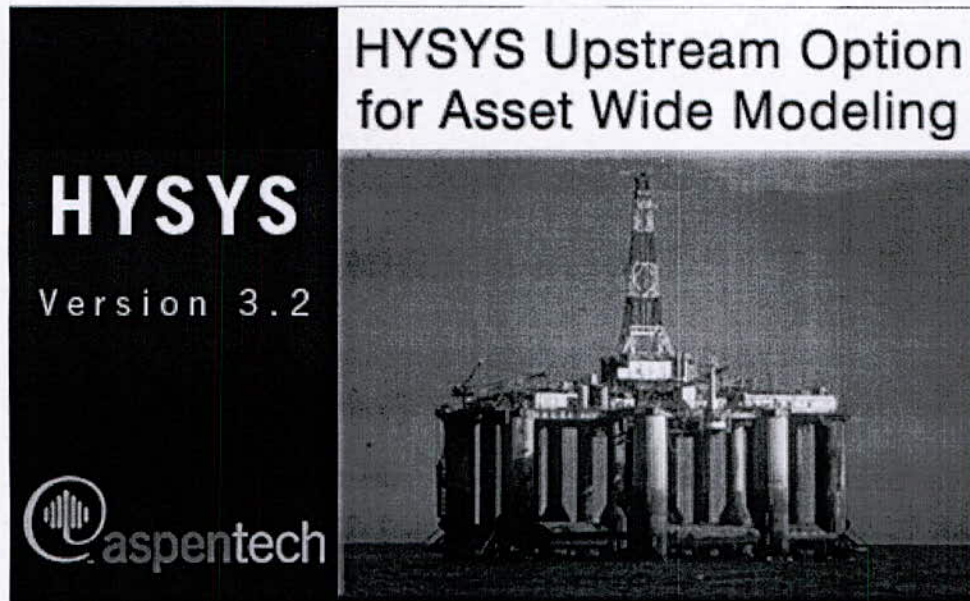
composant	AVANT COMBUSTION			APRES COMBUSTION			
	1Kg combustible	1Kmole combustible	kmole (O ₂)	kmole (CO ₂)	kmole (H ₂ O)	kmole (N ₂)	kmole (o ₂)
N ₂	15057.5976	537.77	-	-	-	537.77	-
CH ₄	20477.6052	1279.85	2559.7	1279.85	2559.7	-	-
C ₂ H ₆	696.6	23.22	81.27	46.44	69.66	-	-
C ₃ H ₈	345.384	7.8496	39.248	23.53	31.398	-	-
C ₄ H ₁₀	189.216	3.26	21.19	13.04	16.3	-	-
CO ₂	29.80	0.677	-	0.677	-	-	-
H _e	85.0926	21.273	-	-	-	-	-
C+	337.40	-	-	-	-	-	-
Qs	-	-	2701.40	1363.537	2677.058	10695.034	-
Qe	-	-	266.539	-	-	995.411	266.539
total	-	-	2966.173	1363.537	2677.058	11690.445	266.539

Tableau du calcul: bilan massique de l'installation à vapeur avec soutirage

A *nnexes* | **B**



TUTORIAL HYSYS



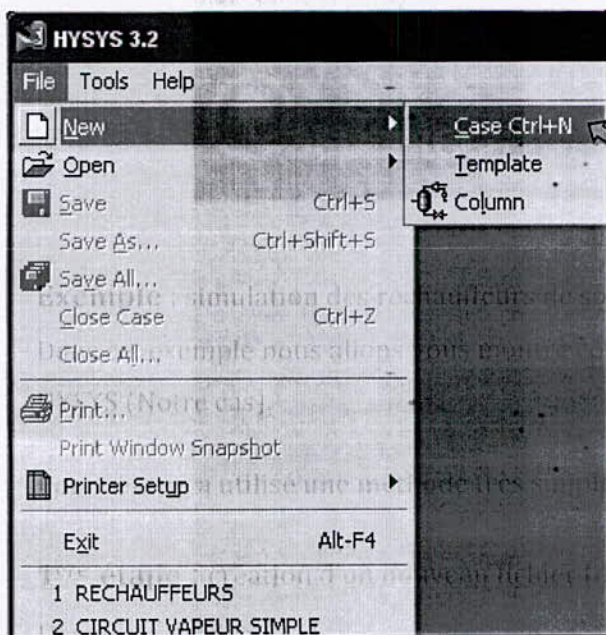
Exemple : simulation des réchauffeurs de soutirage (échangeur de chaleur)

Dans cet exemple nous allons vous montre comment simuler un échangeur de chaleur à l'aide de HYSYS (Notre cas).

Pour cela on a utilisé une méthode très simple, celle d'un tutorial avec schéma.

1^{ere} étape : création d'un nouveau fichier (new case)

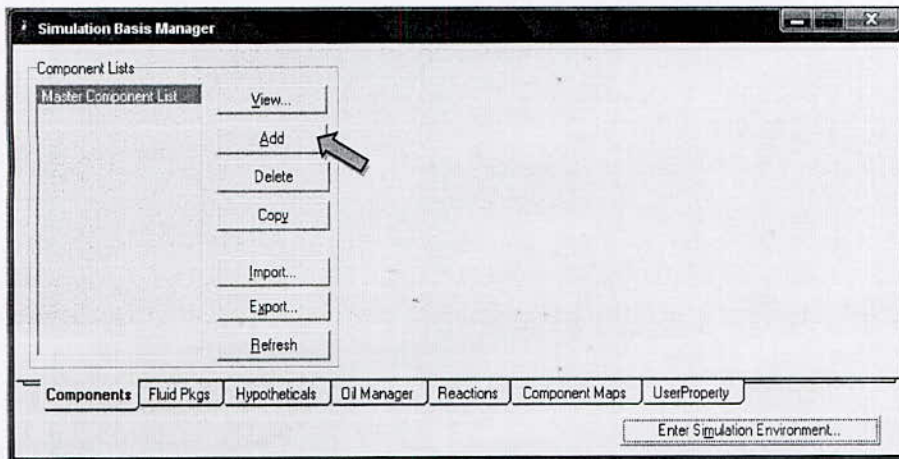
Démarrer HYSYS :



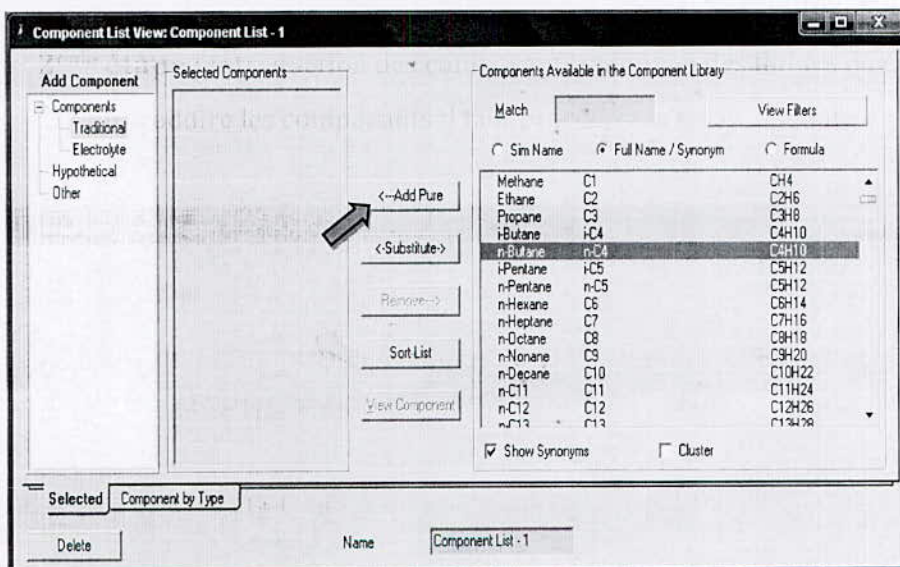
Dans la barre d'outil HYSYS cliquez sur :
Fichier (file) → nouveau (new) → case.

2^{eme} étape : introduction des composants chimique des fluides de circulation.

Pour introduire les composants il faut procède à la façon suivante :

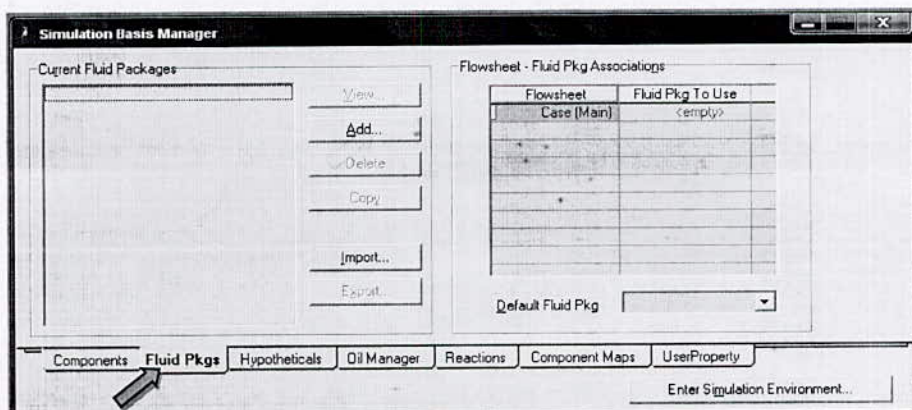


Cliquer sur le bouton
[Ajouter (add)]

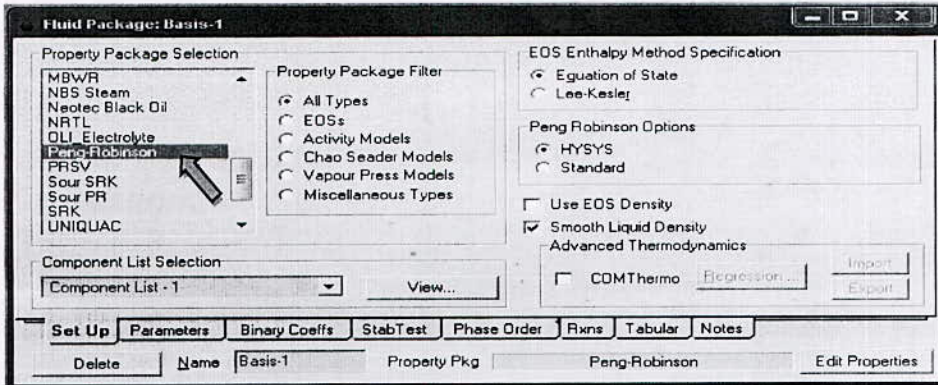
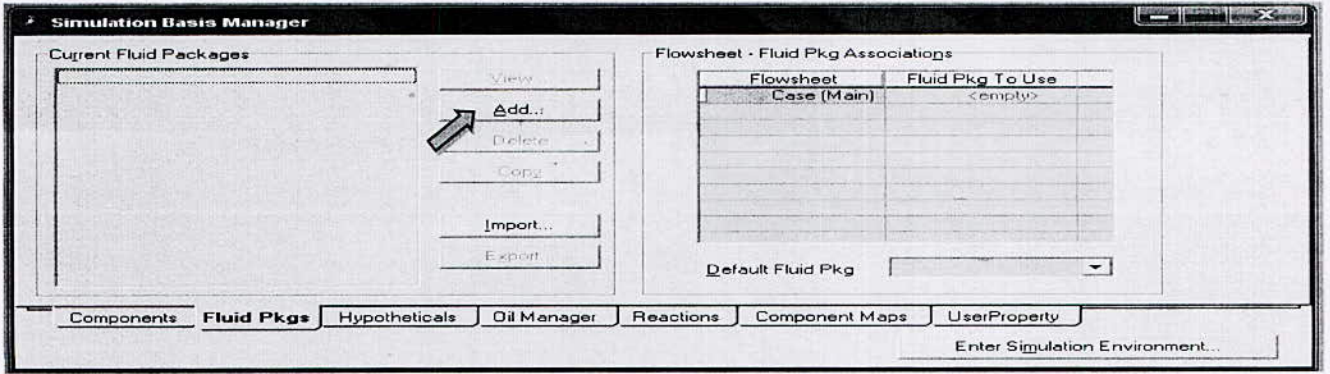


Pour introduire un
composant il faut
procède à la façon
suivante :
Sélectionner le
composant et cliquer
sur la touche
"Add pure"
En commençant par le
plus léger

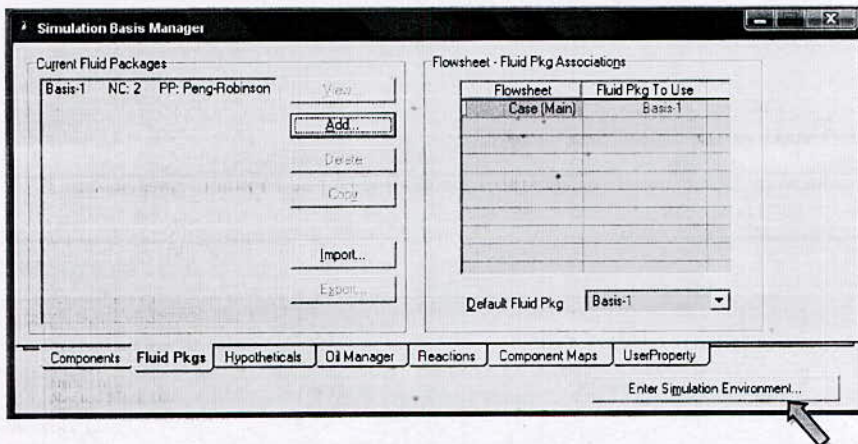
3^{eme} étape : sélection de l'équation thermodynamique traitante (fluide package).



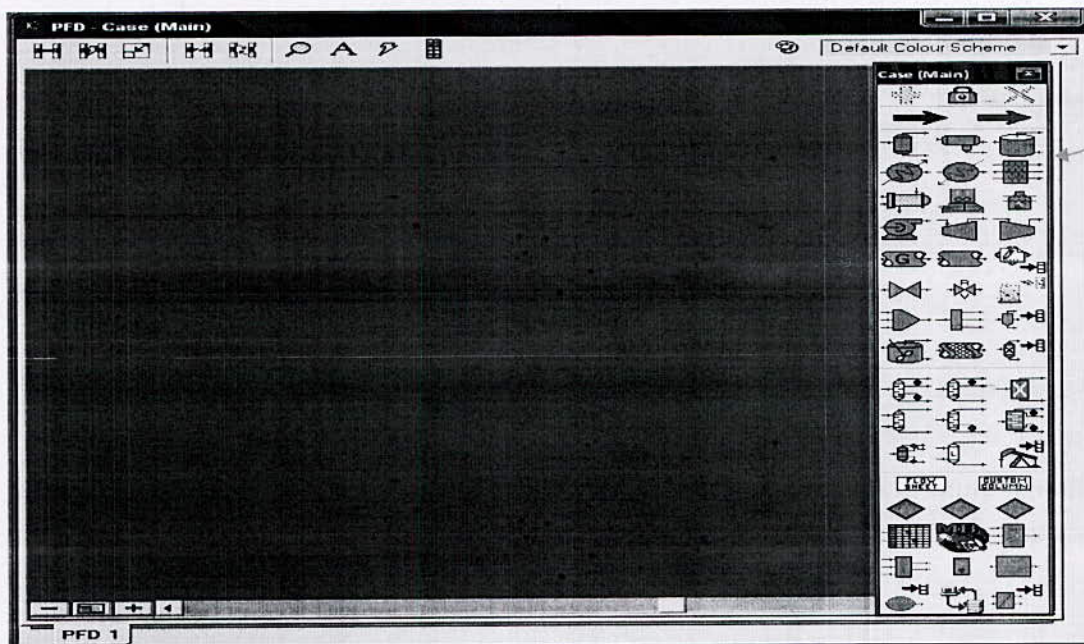
Cliquer sur
l'onglette
(Fluid package)
Ensuite sur
(Add)



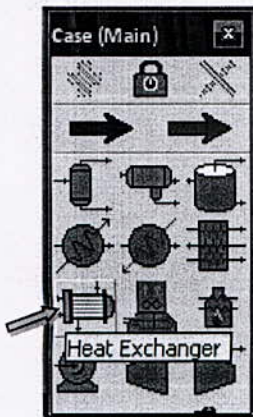
Sélectionner l'équation thermodynamique appropriée.



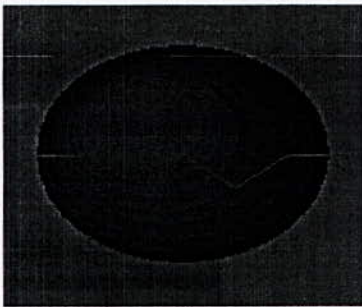
Cliquer sur la touche "Enter simulation Environnement"



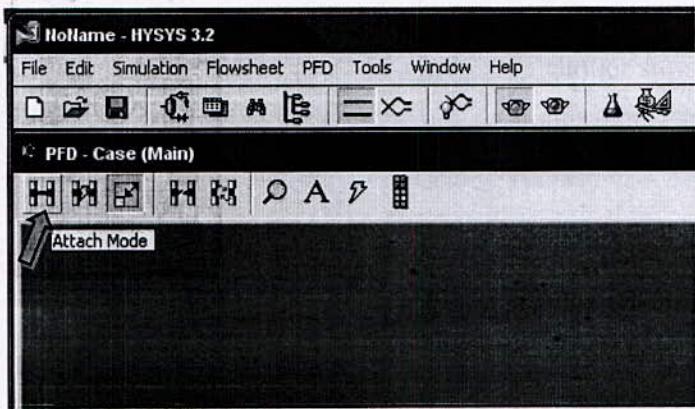
Palette D'Objet



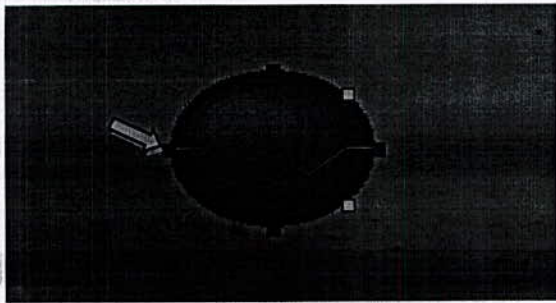
Pour sélectionner un échangeur de chaleur, il suffit de cliquer sur son icône sur la palette d'objet. Ensuite : Cliquer dans l'environnement de simulation (l'espace vert).



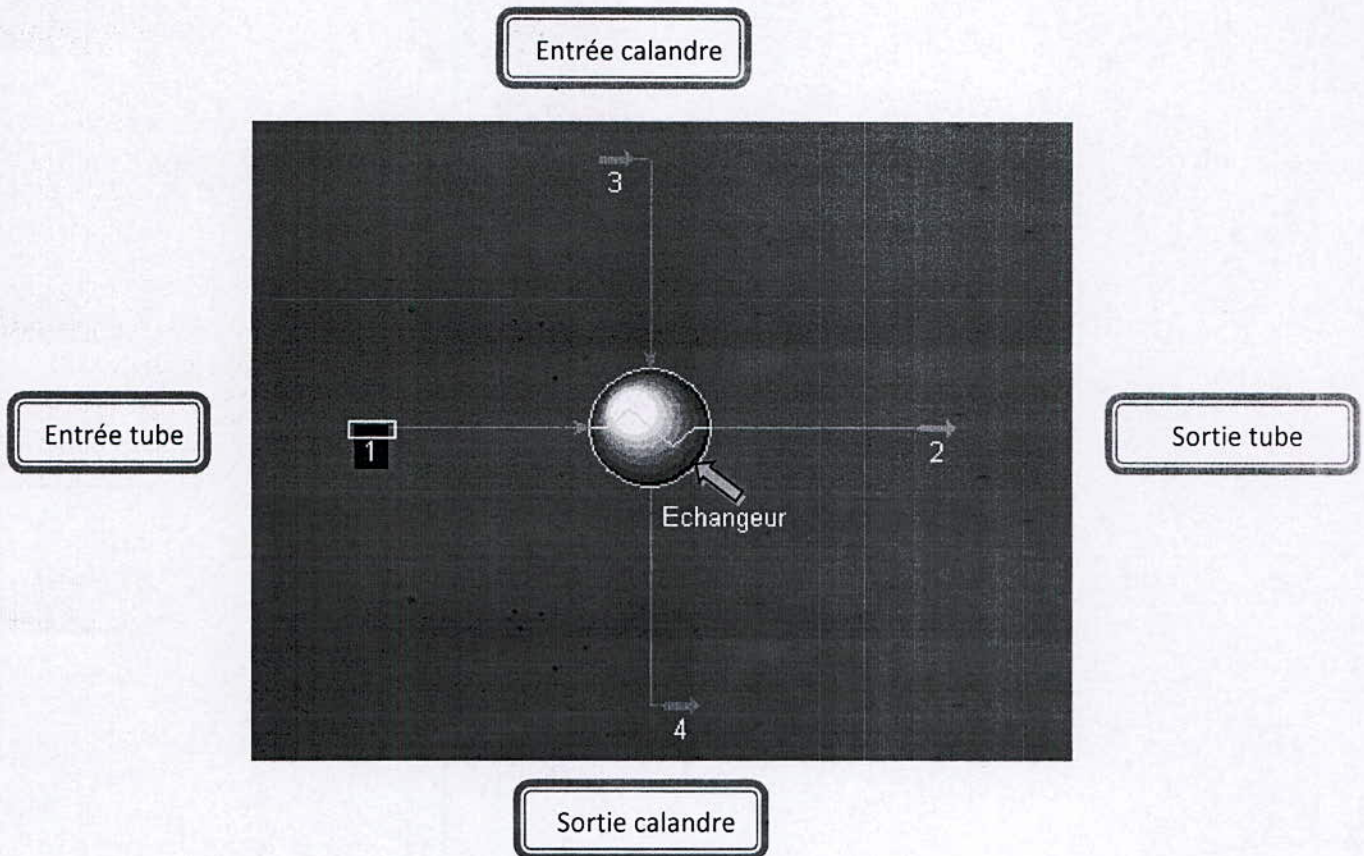
Symbole d'un échangeur de chaleur sur l'environnement de simulation



Pour désigner les entrées et les sorties. Cliquer sur l'icône (Attach mode)



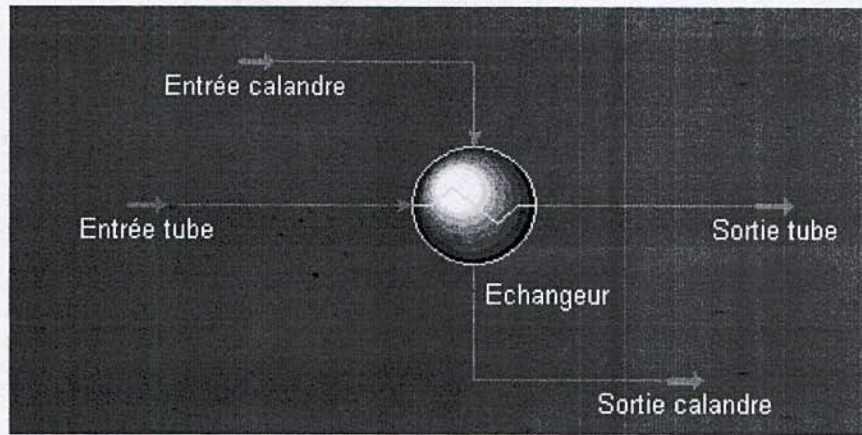
Après avoir cliqué sur Attach Mode des petits carreaux bleus et vers apparaissent sur l'icône de l'échangeur. Cliquer sur les bleus et faire les glisser ailleurs



Il reste maintenant de saisir les paramètres d'entrées (température, pression, débit,...).
En cliquant un double cliquer sur le flèche.

Stream Name	1
Vapour / Phase Fraction	<empty>
Temperature [C]	<empty>
Pressure [kPa]	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	<empty>
Mass Flow [kg/h]	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	<empty>
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
Fluid Package	Basis-1

Commencer par les
Noms des points



Pour introduire les paramètres d'entrée, il faut suivre les instructions sur l'espace jaune.

Entrée calandre

Stream Name	Entrée calandre
Vapour / Phase Fraction	<empty>
Temperature [C]	<empty>
Pressure [kPa]	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	<empty>
Mass Flow [kg/h]	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	<empty>
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
Fluid Package	Basis-1

Worksheet Attachments Dynamics

Unknown Temperature

Delete Define from Other Stream...

Température

Entrée calandre

Stream Name	Entrée calandre
Vapour / Phase Fraction	<empty>
Temperature [C]	52.00
Pressure [kPa]	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	52.00 C
Mass Flow [kg/h]	125.6 F
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	<empty>
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
Fluid Package	Basis-1

Worksheet Attachments Dynamics

Unknown Pressure

Delete Define from Other Stream...

Pression

Entrée tube

Worksheet	Stream Name	Entrée tube
Conditions Properties Composition K Value User Variables Notes Cost Parameters	Vapour / Phase Fraction	<empty>
	Temperature [C]	52.00
	Pressure [kPa]	600.0
	Molar Flow [kgmole/h]	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	<empty>
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
	Fluid Package	Basis-1

Worksheet Attachments Dynamics

Unknown Compositions

Delete Define from Other Stream...

Composition

Entrée tube

Worksheet	Stream Name	Entrée tube
Conditions Properties Composition K Value User Variables Notes Cost Parameters	Vapour / Phase Fraction	0.0000
	Temperature [C]	52.00
	Pressure [kPa]	600.0
	Molar Flow [kgmole/h]	1.166e+004
	Mass Flow [kg/h]	2.100e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	210.4
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.833e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	60.44
	Heat Flow [kJ/h]	-3.302e+009
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	206.9
	Fluid Package	Basis-1

Worksheet Attachments Dynamics

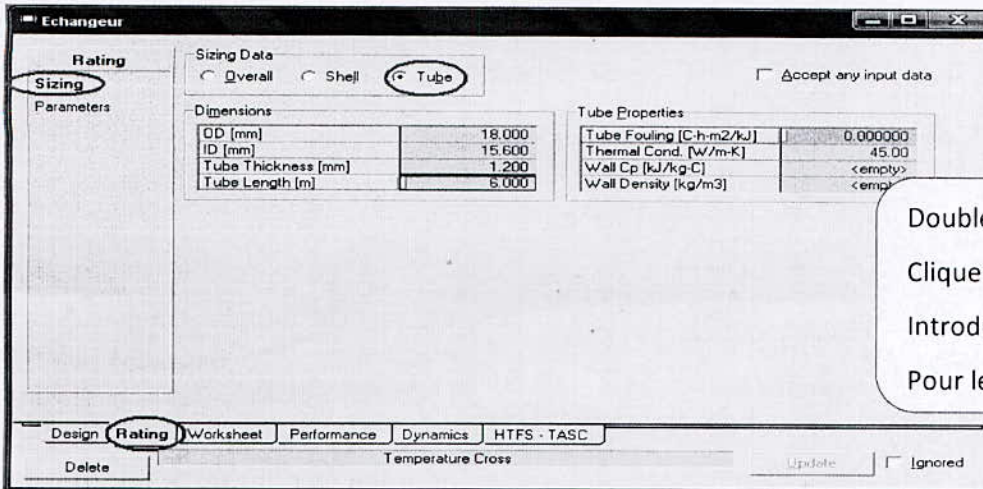
Delete Define from Other Stream...

Débit

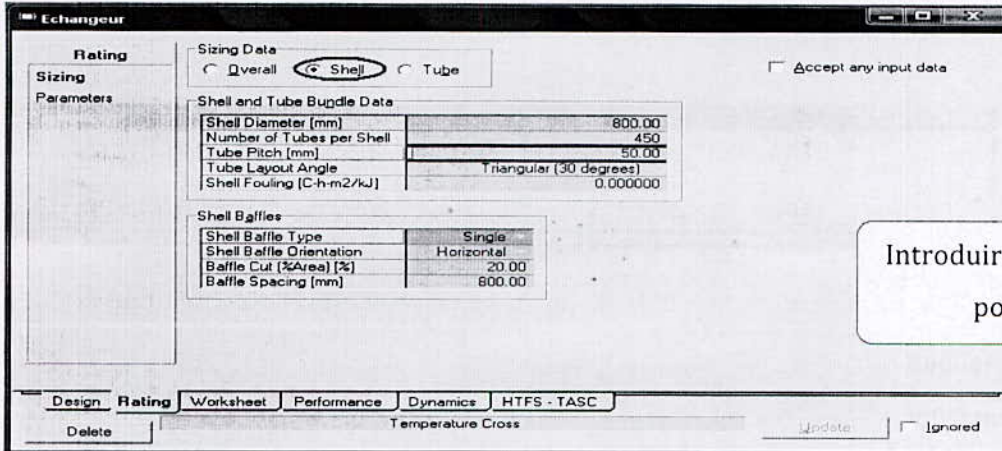
- Faite par la même façon pour le point (entré calandre)
- Après l'introduction de tous les paramètres nécessaire d'entrée de votre échangeur, les lignes doivent étre en bleu foncé.

Pour introduire les dimensions constructives de votre échangeur, il faut procéder à la façon suivante :

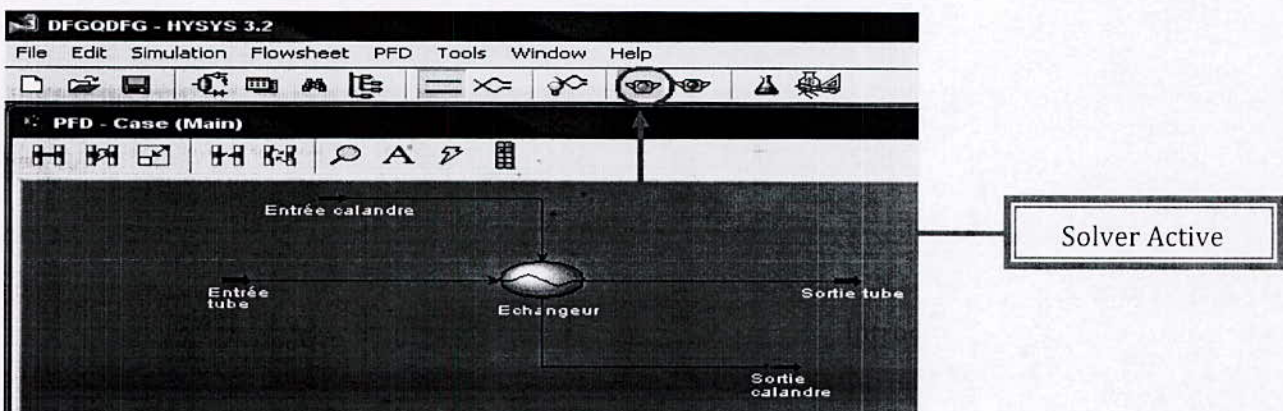
Dimensions des tubes :



Dimension de la calandre :



Après l'introduction de tous les données nécessaires, reste à laisser le simulateur calculer par un clique sur le bouton (Solver Active).



Le sumériteur HYSYS vous donne les résultats suivants :

Echangeur

Worksheet	Name	Entrée tube	Sortie tube	Entrée calandre	sortie calandre
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	52.00	53.85	90.00	70.00
Composition	Pressure [kPa]	600.0	500.0	70.16	70.16
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	1.164e+004	1.164e+004	1054	1054
	Mass Flow [kg/h]	2.096e+005	2.096e+005	1.898e+004	1.898e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	210.0	210.0	19.02	19.02
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.833e+005	-2.832e+005	-2.803e+005	-2.819e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	60.44	60.88	69.10	64.65
	Heat Flow [kJ/h]	-3.296e+009	-3.295e+009	-2.953e+008	-2.970e+008

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics HTFS - TASC

Delete OK Update Ignored

Feuille de données de l'échangeur

Echangeur

Performance

Overall Performance	
Duty	1.654e+06 kJ/h
Heat Leak	0.000e-01 kJ/h
Heat Loss	0.000e-01 kJ/h
UA	6.35e+04 kJ/C-h
Min. Approach	18.000 C
LMTD	26.04 C

Detailed Performance	
UA Curvature Error	1.254 kJ/C-h
Hot Pinch Temp	70.0000 C
Cold Pinch Temp	52.0000 C
Ft Factor	<empty>
Uncorrected LMTD	<empty>

Design Rating Worksheet **Performance** Dynamics HTFS - TASC

Delete OK Update Ignored

Feuille de performance de l'échangeur