

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

7/94

وزارة التربية الوطنية
MINISTERE DE L'EDUCATION NATIONALE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

DEPARTEMENT *Genie Chimique.*

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

*Etude de la faisabilité de la
realisation d'un complexe de
fabrication du MTBE*

Proposé par :

M^r H. AIT AKLI

Etudié par :

M^r Djamel BOURKAIB

Dirigé par :

M^r H. AIT AKLI

PROMOTION

1984

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم العالي و البحث العلمي

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE

LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONAL POLYTECHNIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

DEPARTEMENT: GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

**ETUDE DE LA FAISABILITE DE LA
REALISATION D'UN COMPLEXE DE
FABRICATION DU MTBE**

Proposé par:

M^r H. AIT AKLI

Etudié par:

M^r Djamel BOURKAIB

Dirigé par:

M^r H. AIT AKLI

PROMOTION JUILLET 1994

ENP 10, Avenue Hassen Badi - EL - HARRACH - Alger

DEDICACES

Je dédie ce modeste travail

- A mes chers parents*
- A mes chers frères et soeurs*
- A tous ceux qui me sont chers*

REMERCIEMENTS

Au terme de cette étude, je tiens à exprimer mes vifs et sincères remerciements à Monsieur H. Ait Akli, pour avoir proposé et suivi ce travail, aussi pour les précieux conseils qu'il m'a apporté tout au long de cette étude.

Mes remerciements vont en outre à l'adresse du président ainsi que les membres du jury, qui m'ont honoré de leur présence en vue de juger ce modeste travail.

Je remercie également Mr DJEBAR, Mr FARHAT, ainsi que tout le personnel du département Process de Brown & Root / Condor pour toutes les facilités qu'ils m'ont accordé.

Je ne pourrais hélas citer les noms de toutes les personnes qui ont de près ou de loin contribué à l'élaboration et à la mise en forme de cette étude, qu'elles trouvent ici ma sincère reconnaissance et ma vive gratitude.

Dj. Bourkaïb

Ecole Nationale Polytechnique
Département: Génie Chimique
Promoteur: M^r H. AIT AKLI
Elève Ingénieur: M^r Djamel BOURKAIB

TITLE: Feasibility of an MTBE production facility

ABSTRACT:

The objectif of this study, is to establish a preliminary budget for realization an MTBE production facilities. This complex will probably be located at BETHIOUA (ARZEW)

الموضوع: دراسة امكانية انجاز مركب صناعة ميثنوات ثلاثي البيثيل
ملخص: نهدف من خلال هذه الدراسة الى تحقيق ميزانية أولية لإنجاز
مركب صناعة ميثنوات ثلاثي البيثيل. من المحتمل أن
يكون هذا الإنجاز في بطيووة (أرزيو)

TITRE: Etude de la faisabilité de la réalisation d'un complexe de fabrication du MTBE

RESUME

L'objectif de cette étude, est d'établir un budget préliminaire pour la réalisation du complexe de fabrication de MTBE, qui sera probablement implanté à BETHIOUA (ARZW).

SOMMAIRE

I) INTRODUCTION	01
II) DEFINITION DU MTBE	03
II.1) PROPRIETES DU MTBE ET SON IMPORTANCE DANS LA FORMULATION DES ESSENCES	03
II.2) ETUDE DU MARCHE DU MTBE	07
III) PROCEDES DE FABRICATION DU MTBE	10
III.1) MATIERES PREMIERES POUR LA FABRICATION DU MTBE	10
III.2) DIFFERENTS SCHEMA DE PROCEDE DE FABRICATION DU MTBE	13
III.3) CHOIX DU PROCEDE COMMERCIAL UTILISE	19
III.4) DESCRIPTION DU PROCEDE	32
IV) CONCEPTION DU COMPLEXE DE FABRICATION DE MTBE.....	34
IV.1) BASE DE L'ETUDE	34
IV.2) PRESENTATION DU SIMULATEUR ASPEN PLUS	36
IV.3) RESULTATS DE LA SIMULATION.....	48
IV.4) DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS MAJEURS	49
IV.4.1) Dimensionnement d'une colonne [CL4].....	49
IV.4.2) Dimensionnement d'un acrorefrigerant [colonne CL4].....	59
IV.4.3) Dimensionnement d'un rebouilleur (colonne CL4).....	64
IV.4.4) Dimensionnement du ballon de reflux [colonne CL4]	70
IV.4.5) Dimensionnement du ballon de reflux [colonne CL1]	73
IV.4.6) Dimensionnement du ballon de separation liquide-vapeur [FL1]	77
IV.4.7) Dimensionnement de la pompe de reflux [colonne CL4]	82
IV.4.8) Dimensionnement du reacteur de synthese du MTBE	85
V) EVALUATION ECONOMIQUE	86
V.1) DEFINITION DES ELEMENTS DE CALCUL ECONOMIQUE	86
V.2) EVALUATION Du PROJET.....	88
VI) CONCLUSION	92
BIBLIOGRAPHIE	
ANNEXES	

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

INTRODUCTION

1) INTRODUCTION:

Afin de combler le déficit en octane dû à l'élimination progressive, et plus tard à l'interdiction de l'utilisation du Plomb Tetra Ethyle (P.T.E) dans les essences; le raffineur rencontre des difficultés pour adapter les carburants aux nouvelles spécifications sans plomb, ces problèmes peuvent être résolus, soit par le raffinage à des conditions opératoires sévères, soit par l'incorporation des composés oxygénés. Dans notre cas, on s'intéresse à la deuxième solution.

Les composés oxygénés présentent des avantages et des inconvénients, le raffineur fait en définitive un choix en long terme en recherchant un optimum économique; il n'exprime aucune objection majeure à l'incorporation d'alcools ou d'éthers pourvu que le prix reste compétitif avec les autres solutions dont il dispose.

Il s'avère néanmoins qu'à l'heure actuelle, la tendance est de s'orienter plutôt vers les éthers que vers les alcools.

Du point de vue technique, l'utilisation du MTBE (Méthyl Tert-Butyl Ether) présente un avantage certain par rapport aux autres composés oxygénés (éthers), ceci s'explique par sa compatibilité totale avec les essences, sa bonne susceptibilité et ses excellentes performances.

L'Algérie, à travers ses deux entreprises nationale SONATRACH et NAFTEC a portée un intérêt soutenu envers ce produit. Elle a d'ailleurs envisagée de réaliser une unité de fabrication de MTBE, dont une partie de la production sera commercialisée sur le marché intérieur et l'autre partie sera exportée.

Compte tenu la quantité de MTBE destinée au marché national sera consommée par l'entreprise NAFTEC qui prévoit d'introduire le MTBE comme composant dans les pools essences tant pour le marché Algérien que pour l'exportation, afin de répondre aux exigences en matière de spécifications des essences.

Dans ce but, il nous est proposé d'établir le budget préliminaire pour la réalisation du complexe de production de MTBE. Ce complexe sera probablement implanté à BETHIOUA (ARZEW), en raison de la disponibilité des matières premières sur place (les butanes au GP1Z et le méthanol au CP1Z); l'usine est prévue pour produire 600 000 tonnes par an.

Pour atteindre ce but, nous avons choisi le procédé le plus fiable, en se basant sur le critère économique et la disponibilité des charges d'alimentation.

La simulation sur le logiciel ASPEN PLUS, nous a permis d'obtenir les bilans de matière et de chaleur, qui sont indispensables au dimensionnement des équipements. Le calcul a été fait manuellement et par le logiciel ASPEN PLUS.

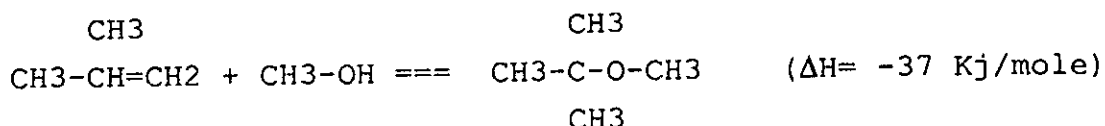
Une fois les dimensions des équipements établies, nous avons procédé au calcul de leurs coûts, et enfin l'évaluation économique.

DEFINITION DU MTBE

II) Définition du MTBE:

II.1) PROPRIETES DU MTBE ET SON IMPORTANCE DANS LA FORMULATION DES ESSENCES:

Le Méthyl Tert-Butyl Ether est obtenu par réaction du méthanol sur l'isobutène se la réaction suivante:



C'est une réaction équilibrée et exothermique. (1)

Les producteurs ont optés pour ce produit parmi les composés oxygénés à cause de ses propriétés physico-chimiques nettement meilleurs que les autres.

Le tableau [1] donne les propriétés physiques principales du MTBE, et les tableaux [2,3] présentent les propriétés comparées des composés oxygénés. D'après ces tableaux on remarque:

- L'excellent nombre d'octane pur et en mélange de l'éther (supérieur aux produits oxygénés à savoir le méthanol, éthanol, TBA).
- La réponse au nombre d'octane de l'essence diminue:
 - a) Quand le nombre d'octane de l'essence de base augmente.
 - b) Quand la teneur en éther augmente.
 - c) Quand la teneur en aromatiques et en oléfines de l'essence de base augmente.
- La chaleur de vaporisation est du même ordre de grandeur que celle de l'essence contrairement aux autres produits oxygénés (dont la chaleur de vaporisation est trois fois plus grande que celle de l'essence pour le méthanol), d'où les problèmes de vaporisation dans le carburateur à froid.
- L'augmentation du NO est de l'ordre de 2 à 5 points pour les concentrations de MTBE dans l'essence de 10% à 20% (Tableau [3]).
- Le pouvoir calorifique est de 82% de celui de l'essence.

Tableau [1]: PROPRIETES PHYSICO-CHIMIQUES DU MTBE: (2)

Masse moléculaire		88,15
Densité 25/4 °C		0,74
Température d'ébullition à 760 mmHg	[°C]	55,4
Température de cristallisation	[°C]	-108,6
Température d'inflammation	[°C]	460
Point de flash	[°C]	-28
Tension de vapeur à 30°C	[mmHg]	313
Chaleur massique à 25°C	[kcal/kg °C]	0,51
Chaleur latente de vaporisation à 25°C	[kcal/kg]	81,7
Chaleur de combustion	[kJ/kg]	9143,5
Pouvoir calorifique inférieur du liquide	[kcal/kg]	8395
Teneur en oxygène	[pds %]	18,2
Solubilité		
. MTBE dans H2O à 20 °C	[g/100 g solution]	4,8
. H2O dans MTBE à 20 °C	[g/100 g solution]	1,5
Azéotropes sous 760 mmHg	[% pds]	
. Eau 4 + MTBE 96	[°C]	52,6
. Méthanol 14 + MTBE 86	[°C]	51,6
RON (indice d'octane "Recherche")		118
MON (indice d'octane "Moteur")		101
Blending (R+M)/2 clair		109,5
Limite admise dans l'essence	[% vol]	15,0
Formule brut: C5H12O		
CH3		
Formule développée: CH3-C-O-CH3		
CH3		

- La solubilité de l'eau dans le MTBE est relativement faible (1,5% poids), pas de problème de démixtion comme avec le méthanol.
- Le MTBE est soluble dans les hydrocarbures (paraffiniques, naphthéniques, oléfiniques et aromatiques).
- La courbe de distillation des mélanges MTBE-essence est située au dessous de la courbe de distillation de l'essence; l'addition du MTBE augmente donc la volatilité de l'essence, mais d'une façon acceptable.
- L'addition du MTBE à l'essence augmente très peu la T.V.R de l'essence, il n'est donc pas nécessaire de limiter la quantité de butane mélangé à l'essence pour conserver cette spécification de tension de vapeur.
- La densité du MTBE est plus faible que celle des alcools et dans les limites de densité de l'essence.
- Les limites d'explosivité sont relativement étroites et de températures d'inflammation élevées.
- L'utilisation comme carburant d'un mélange essence-MTBE (jusqu'à 20%) ne présente pas d'inconvénients:
 - * Pas de modification sensible de réglage du carburateur.
 - * Consommation de carburant légèrement supérieur à celle de l'essence pur.
 - * Pas de problèmes de corrosion de matériaux constituant le moteur.
 - * Pas de problème de démixtion dans le stockage de distribution ou dans le réservoir.
 - * Pas de formation de peroxydes au stockage.
 - * Le MTBE n'est pas plus toxique et ne présente pas plus d'inconvénients pour la santé que les hydrocarbures.
 - * En ce qui concerne les gaz d'échappement, il y a réduction sensible de l'oxyde de carbone (CO), mais pas d'effet notable sur les hydrocarbures imbrûlés et les oxydes d'azotes. (4)

TABLEAU [2]: Comparaison des caractéristiques des
composés oxygénés. (3)

	ESSENCE	METHANOL	ETHANOL	MTBE
Teneur en oxygène [% pds]	0	49,9	34,7	18,2
Tension de vapeur [kg/cm ²] à 38°C	0,5 - 0,80	0,29	0,14	0,52
Température d'ébullition [°C]	30 - 200	65	78	55,2
Chaleur de vaporisation [kcal/kg]	80	263	186	81,7
Pouvoir calorifique, (P.C.I) [kcal/kg]	10600	4800	6390	8395
NOR pur	90 - 93	106	111	117
NOM pur	81 - 83	92	94	101
NOR mélangé	-	123 - 130	120	116 - 135
NOM mélangé	-	91 - 98	106	98 - 117
Densité d ²⁰ ₄	0,72 - 0,76	0,792	0,789	0,740
Rapport A/F (*)	14,6	6,4	8,97	11,7
Solubilité de l'eau	80 ppm	infinie	infinie	1,5 % pds

(*) Poids d'air/poids de carburant pour combustion stoechiométrique.

TABLEAU [3]: Nombre d'octane d'un essence après addition de
MTBE et de TAME (3)

	NO mesures	
	NOR	NOM
Essence de base	89,1	80,1
Avec 10% MTBE	92,0	82,6
Avec 20% MTBE	95,7	84,8
Avec 10% TAME	91,2	82,0
Avec 20% TAME	93,5	84,5
	NO mélangé Correspondant	
MTBE	118	101
TAME	112	99

II.2) ETUDE DU MARCHÉ DU MTBE:

L'évolution de l'installation de 1975 des unités de fabrication de MTBE au niveau mondial, présentée sur la figure [1], indique que les capacités de production mondiale sont passées de 1 à environ 5 millions de tonnes par an aux cours des années 80.

Cette évolution qui peut être rapprochée de celle des essences sans plomb montre que la demande en MTBE est liée directement à la production d'essences sans plomb.

Jusqu'en 1983, la quantité de MTBE représente environ 1% de celle des essences sans plomb. A partir de 1984, l'accroissement de la production de MTBE est plus importante pour atteindre en 1987 environ 2% de l'essence sans plomb.(5)

Les tableaux [4] et [5] présentent l'évolution de la production et de la consommation actuelle de MTBE par pays et par régions dans le monde, et une estimation de production à l'horizon 2005. On remarque une grande augmentation de la demande en MTBE, la croissance moyenne dans le monde est de 25.3% entre 1985 et 1993, ceci justifie la construction de nouvelle unité(par exemple en Algérie).

Le tableau [6], présente une estimation de la production en projet dans le Maghreb, on remarque que l'Algérie a prévue le démarrage de la production en 1996 avec une capacité de 400.000 tonnes par an.

TABLEAU [4]: Consommation du MTBE (milliers de tonnes)

	Actuelle			Croissance moyenne 1985-1992	En projet		Croissance moyenne
	1985	1992	1994		1995	2005	
United States	1100	5350	8600	25,4	11,800	20000	10,7
Western Europe	709	2750	3559	21,4	4004	5115	4,9
Japan	4	130	300	36,4	350	600	12,5
Eastern Europe	72	182	260	14,20	335	585	9,4
Middle East	3	57	145	52,3	245	665	20,8
East Asia	81	455	630	28,9	670	920	6,1
Total	2003	9703	14776	25,3	19031	30550	9,2

TABLEAU [5]: Production du MTBE (milliers de tonnes)

	Actuelle			En projet	
	1985	1992	1994	1995	2005
U.S.A	1030	5100	8120	9330	11200
Europe de l'est	661	2715	2995	3280 230	3710
Japon	4	30	230	465	230
Europe de l'ouest	105	275	380	15	535
Afrique	-	-	-	1937	140
Moyen orient	5	539	1356	540	4292
Asie de l'est	75	430	485		770
Total	1939	10016	15271	17817	24647

TABLEAU [6]: Production du MTBE en Maghreb(en projet)
(milliers de tonnes)

	1995	1996	1997	2005
Algérie	-	400	600	600
Libye	20	47	47	47
Total	20	447	647	647

*PROCEDE DE FABRICATION
DU MIBE*

III) PROCÉDES DE FABRICATION DE MTBE:

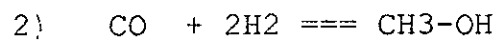
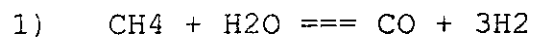
III.1) MATIÈRES PREMIÈRES POUR LA FABRICATION DU MTBE :

Le Méthyl Tert-Butyl Ether (MTBE) est obtenu par réaction du méthanol sur l'isobutène. Ce dernier est présent dans des coupes pétrolières et pétrochimiques, mais il peut également être produit par déshydrogénation de l'isobutane obtenu par isomérisation du normal butane, ou par déshydratation de l'alcool tert-butylique (TBA).

Les modes d'obtention du MTBE se distinguent les uns des autres selon les disponibilités en isobutène et en méthanol.

III.1.1) DISPONIBILITE DU METHANOL:

Le méthanol est obtenu à partir du gaz naturel (méthane) suivant les deux réactions:



Ceci est un avantage en plus pour l'Algérie car c'est un moyen de valoriser le gaz naturel. En principe les disponibilités en méthanol ne devraient pas poser de problèmes, puisque les capacités de production mondiale s'élèvent à plus de 20 millions de tonnes par an, et qu'il faut 360 mille tonnes par an de méthanol pour obtenir un million de tonnes de MTBE.

III.1.2) DISPONIBILITE DE L'ISOBUTENE:

Les disponibilités en isobutène posent relativement plus de problèmes, il provient de différentes sources.

III.1.2.1) A PARTIR DES COUPES C4 DE CRAQUAGE:

L'isobutène est produit d'une part dans les complexes pétrochimiques tel que le vapocraquage de naphta, d'autre part dans les unités de raffinage comme l'unité de craquage catalytique des coupes C4.

La production d'isobutène contenu dans ces coupes C4, ainsi que sa consommation par les grands secteurs d'utilisation (essences d'alkylation ou de polymérisation, chimie et MTBE) sont données dans le tableau [7]. Au niveau mondial 74% de l'isobutène provient de craquage catalytique, le reste est le produit de vapocraquage. On remarque que la quantité d'isobutène utilisée pour la synthèse du MTBE ne représente que 25%, et la plus grande partie est utilisée dans le procédé d'alkylation (47%).

TABLEAU [7]: Disponibilités et utilisations de l'isobutène
(10³ t/an) (5)

	USA	Europe ouest	Japon	Total	%
Production					
-Craking catalytique	5240	1400	460	7100	74
-Vapocraquage	1150	1000	350	2500	26
Total	6390	2400	810	9600	100
Consommation					
-Alkylaton	3950	490	80	4520	47
-Autres essences	150	810	435	1395	14.5
-Chimie	490	440	290	1220	12.5
-MTBE	1800	660	5	2465	25
Total	6390	2400	810	9600	100

III.1.2.2) A PARTIR DE L'ALCOOL TERT-BUTYLIQUE (TBA):

Le TBA est un co-produit dans le procédé ARCO de production d'oxyde de propylène à partir de propylène et l'isobutane par peroxydation. Jusqu'en 1985, ARCO vendait le TBA en mélange avec le méthanol (Oxinol) comme constituant d'essences, par suite d'une baisse de la demande en Oxinol, la compagnie a décidée de transformer le TBA en MTBE via l'isobutène.

III.1.2.3) A PARTIR DE BUTANES:

Les butanes mélange du normal et d'isobutane, sont produits en raffinerie par distillation directe et dans les opérations de reformage et de craquage et par ailleurs comme gaz associés au gaz naturel. Il est utilisé comme G.P.L. et comme constituant d'essence.

La baisse de la demande en G.P.L., les réglementations sur la pression de vapeur des essences et par ailleurs l'augmentation des sévérités des opérations de raffinage et l'augmentation de l'offre par rapport à la demande, qui pourra entraîner une baisse du prix des butanes ou pourrait aller jusqu'à sa valeur fuel. Il est donc raisonnable d'envisager le développement de la production de MTBE à partir de butanes.(5)

III.2) DIFFERENTS SCHEMAS DE PROCEDES DE FABRICATION DE MTBE :

Il existe différents schémas de procédés d'obtention de MTBE à partir d'isobutène, selon le type de réaction, le taux de conversion adopté et les spécifications des effluents.

III.2.1) SCHEMA CLASSIQUE DE PRODUCTION DE MTBE A PARTIR D'ISOBUTENE:

La coupe C4 de vapocraquage (SC) ou de craquage catalytique fluidisé (FCC) est introduite en même temps que le méthanol dans le réacteur principal contenant le catalyseur, une résine sulfonique, Figure [2].

La réaction qui s'effectue en phase liquide entre 65°C et 95°C uniquement sur l'isobutène, est exothermique ($\Delta H = -37$ kJ/mole) et nécessite un bon contrôle de la température dans ce premier réacteur, où la part la plus importante de la conversion est effectuée. Pour que le réacteur fonctionne de manière isotherme, il peut être du type lit fixe multitubulaire, lit fixe à étages ou à lit expansé. La réaction est terminée sur un réacteur de finition de plus grand volume et fonctionnant à plus basse température et de manière adiabatique.

L'effluent du réacteur est envoyé dans une colonne de distillation où l'on sépare en fond le MTBE et en tête la coupe C4 résiduelle et le méthanol entraîné par azéotropie. L'excédent de méthanol ($1,1 < \text{CH}_3\text{OH} / \text{isobutène} < 1,2$) est enlevé par lavage à l'eau et récupéré par distillation pour être recyclé au réacteur. Le taux de conversion de l'isobutène est compris entre 94% et 97% selon la composition de la coupe C4.

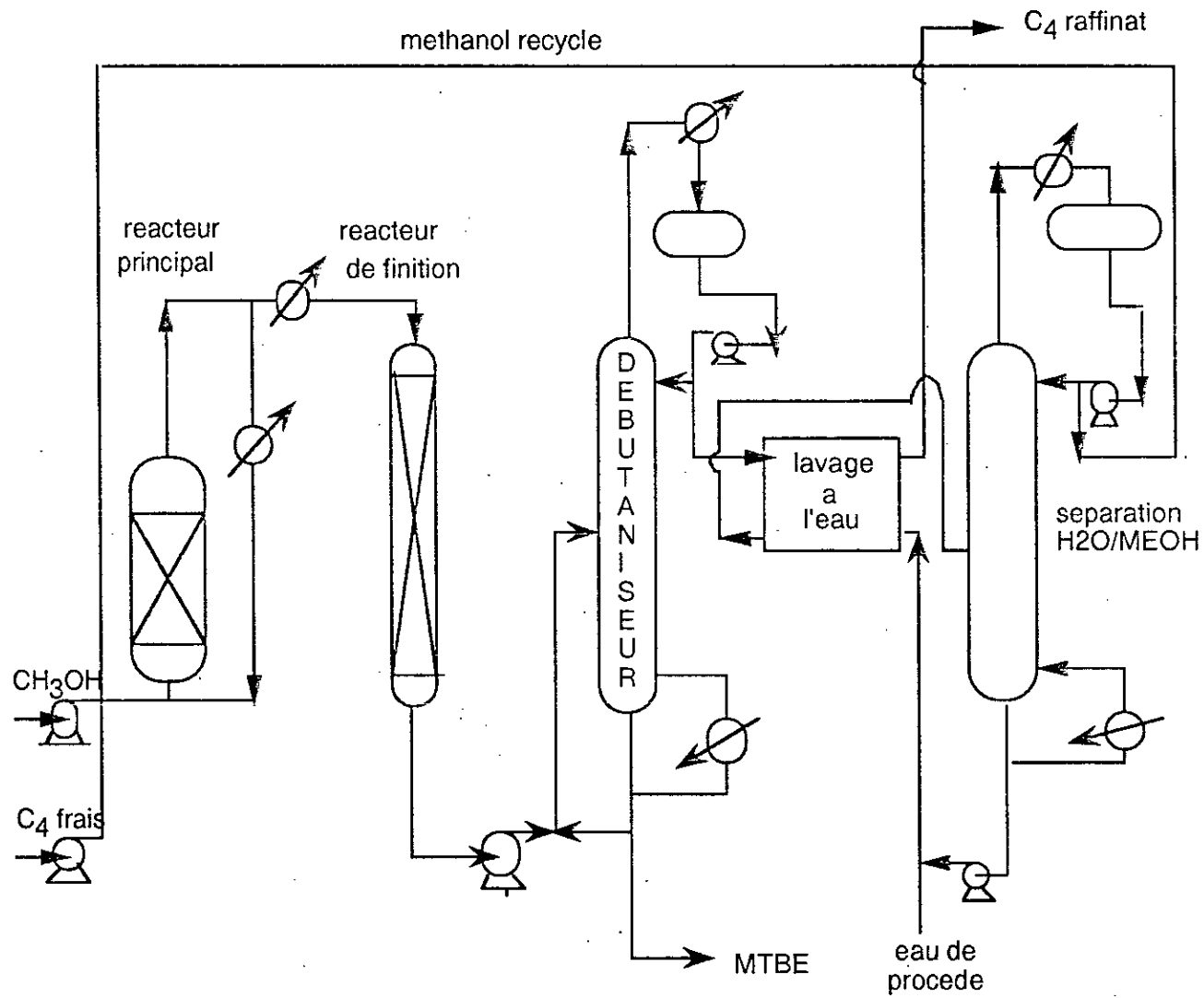


FIG.2 Schema Classique de Production du MTBE (IFP)

III.2.2) SCHEMA DE PRODUCTION DE MTBE AVEC DISTILLATION REACTIVE:

La différence entre ce schéma de procédé et le schéma classique, réside essentiellement dans le fait que le réacteur de finition est installé dans la colonne de débutanisation, permettant ainsi de profiter du déplacement de l'équilibre de formation de MTBE par élimination de ce dernier par distillation dès sa formation. On peut ainsi atteindre des conversions de l'isobutène importantes avec des quantités de catalyseur beaucoup plus faibles.

Par ailleurs si l'on ne considère que l'objectif de production de MTBE pour carburant, il est possible de mettre en oeuvre des rapports sous stoechiométriques (méthanol/isobutène) tout en obtenant des conversions élevées de l'isobutène, compris entre 94% et 97% . Avec de tels rapports et grâce à la distillation réactive la conversion du méthanol est proche de 100%, ce qui aura pour conséquence la suppression de la section lavage et récupération du méthanol. Se schéma (figure[3]) entraîne donc une diminution des investissements de 25% et une consommation plus faible en utilités.

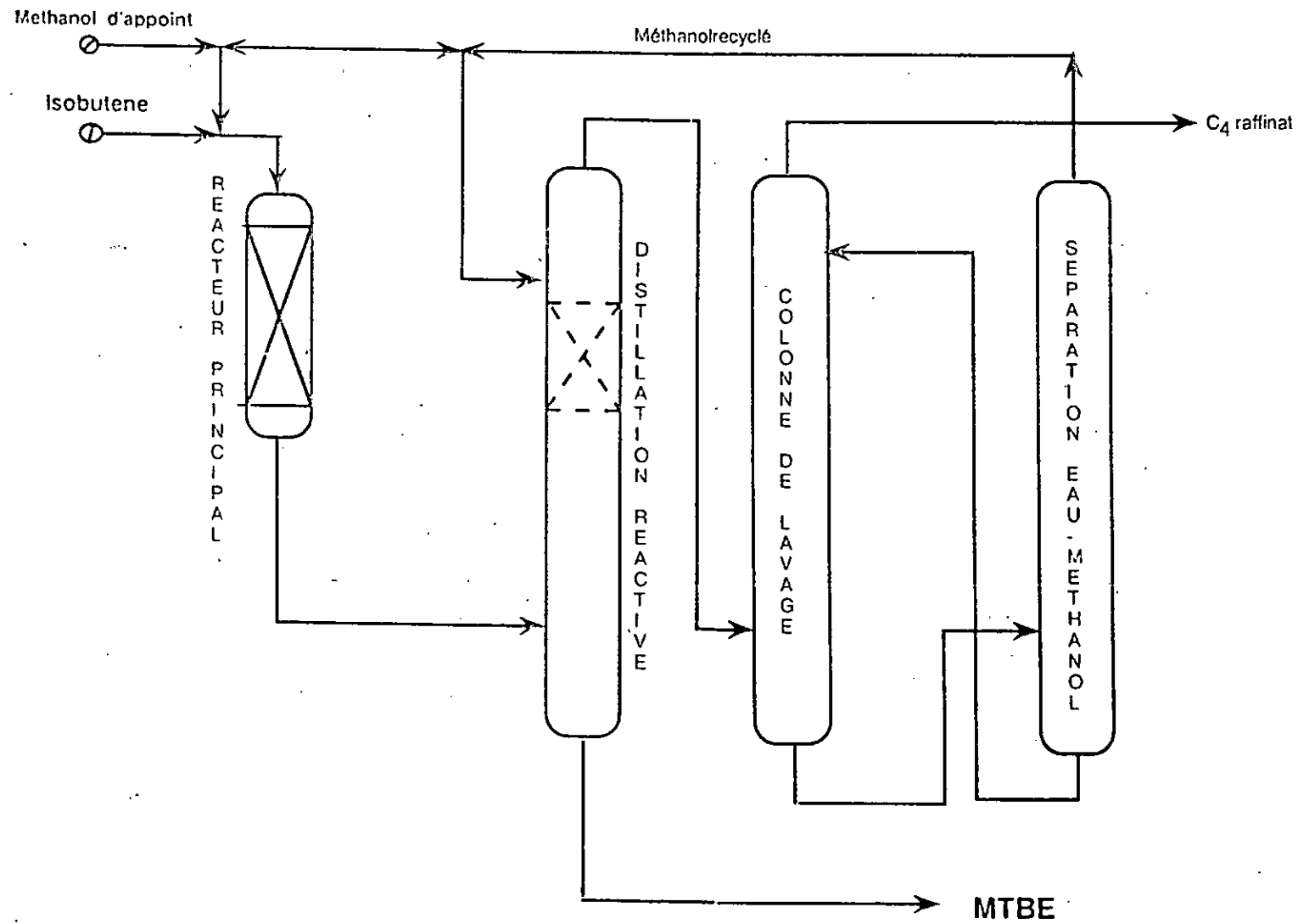


FIG.(3) PROCEDE D'ETHERIFICATION AVEC DISTILLATION REACTIVE

III.2.3) SCHEMA DE PRODUCTION DE MTBE A PARTIR DE BUTANES:

Le mélange n-butane et isobutane est séparé par distillation dans un deisobutaniseur (figure [4]). L'isobutane est déshydrogéné dans une série de réacteurs. Le mélange isobutane-isobutène est envoyé à la section de synthèse du MTBE. L'isobutane résiduel est recyclé à la déshydrogénation.

En général les projets de MTBE (ex-butanes) envisagent la transformation totale des butanes qui peut se faire par l'adjonction d'une unité d'isomérisation du normal butane en isobutane. C'est ce dernier schéma qui sera choisi pour la production du MTBE dans notre étude, qu'on le détaillera par la suite. (5)

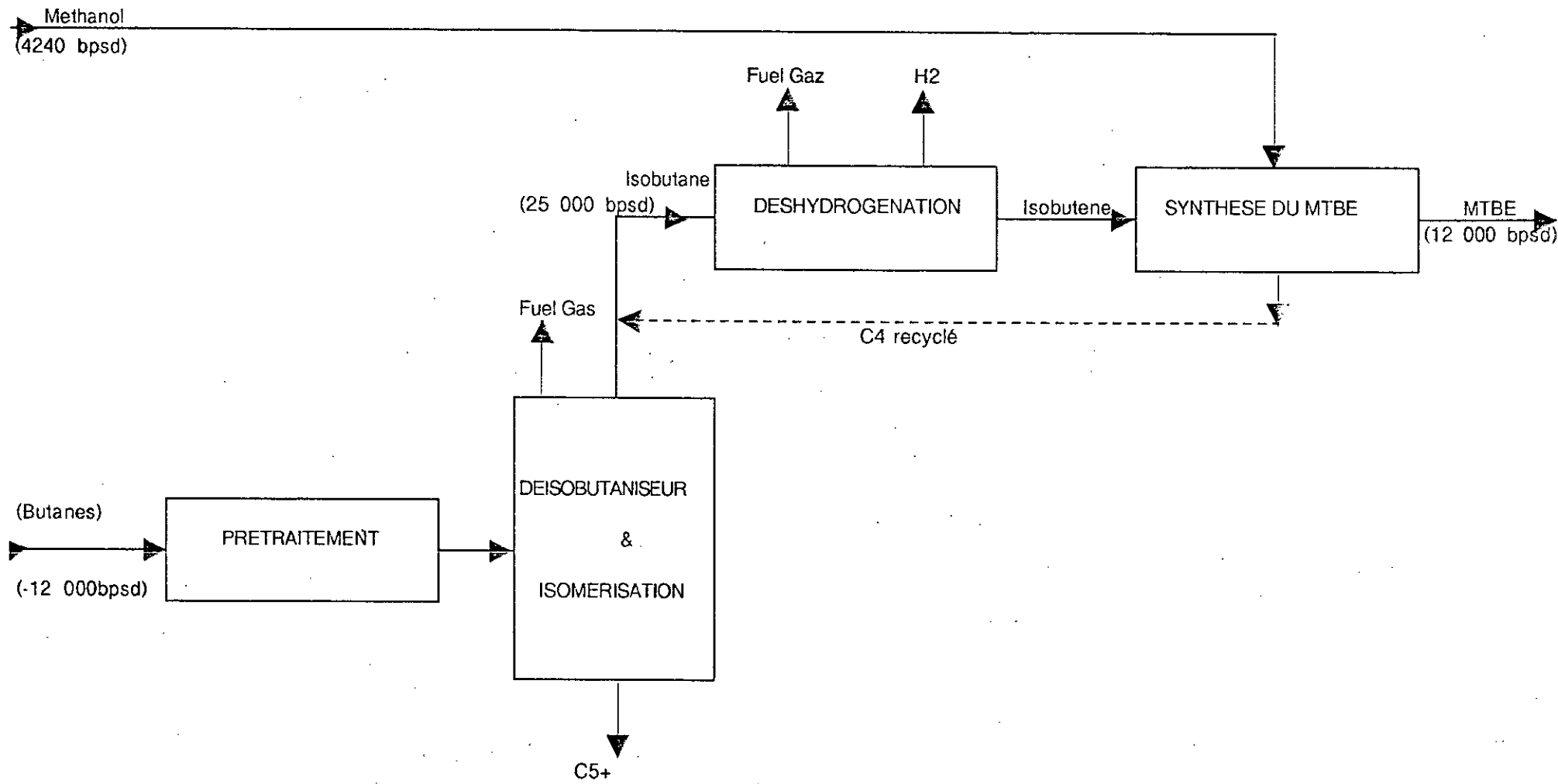


Fig. (4) : Complexe de Fabrication Du MTBE

III.3) CHOIX DU PROCÉDE COMMERCIAL UTILISE:

Dans le complexe de fabrication du MTBE (fig. [4]), la charge butanes subit les opérations suivantes:

- Un prétraitement,
- Isomérisation du normal butane en isobutane,
- Déshydrogénation de l'isobutane,
- Estérification de l'isobutène en MTBE.

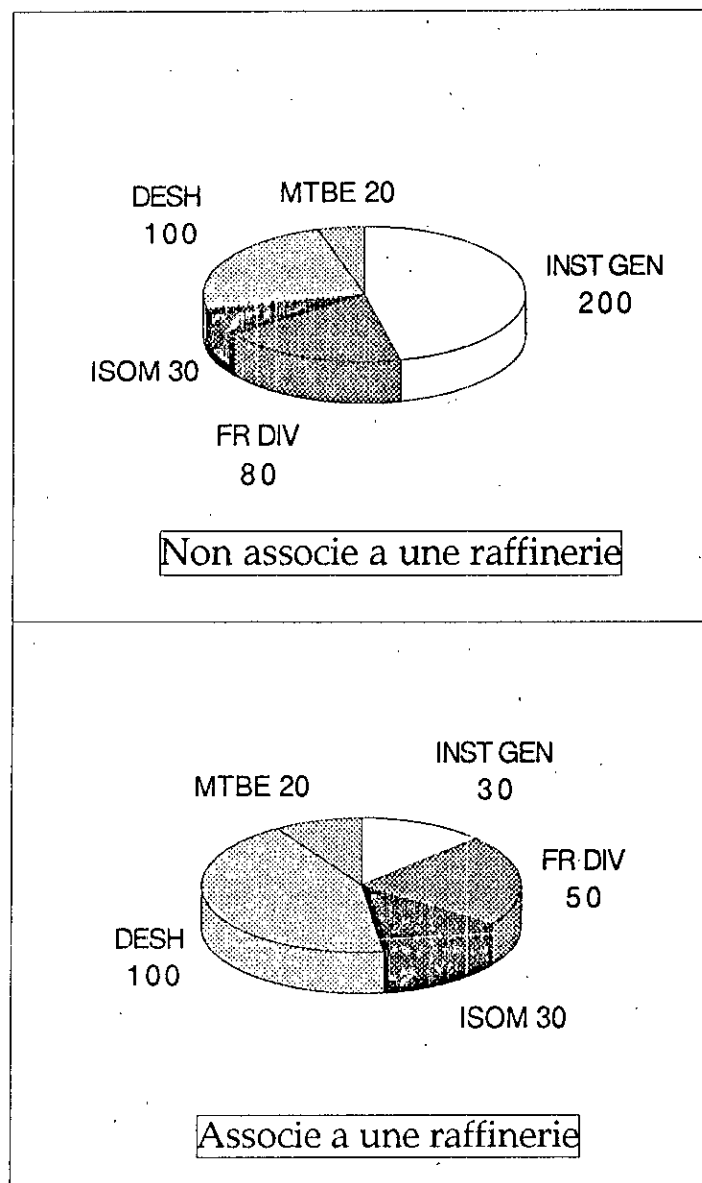
III.3.1) CHOIX DU PROCÉDE DE POINT DE VU ECONOMIQUE:

En étudiant la répartition du coût d'investissement pour la production du MTBE à partir d'une charge butanes, on constate que l'investissement (coût des équipements) des unités d'isomérisation et de l'estérification sont relativement plus faibles que le coût d'investissement de l'unité de déshydrogénation seule. fig. [5].

D'après le tableau [8], le coût de procédé de déshydrogénation le plus bas correspond à celui de Snam Progetti (FBD-4) (50-60 MM \$U.S), mais il présente un grand risque (niveau 1) pour récupérer l'argent investi. Cette classification est motivée par le fait qu'il existe une seule source de catalyseur (monopole). Ce dernier a une faible résistance mécanique, ce qui augmente la consommation du catalyseur; de plus toutes les unités existantes (37) sont installées dans l'ex-URSS ce qui a rendu le procédé méconnu.

Par contre le procédé de déshydrogénation de A.B.B. Lummus Crest Inc (Catofin) a un coût d'investissement le plus élevé (100 MM \$U.S), le risque (niveau 3) pour la récupération de l'argent investi est moindre.

Pour le procédé de Philips (STAR), il existe une seule unité en fonctionnement. Les problèmes opératoires qu'a rencontrés cette unité ont montrés que ce procédé n'est pas fiable.



FIG(5) COUT D'INVESTISSEMENT D'UN COMPLEXE MTBE

Dans notre projet, nous avons retenu comme procédé de déshydrogénation celui de l'U.O.P (oleflex), car son coût d'investissement est acceptable (85 MM \$U.S), les experts prévoient que ce prix va diminuer jusqu'il atteind le prix de celui de Snam Progetti (50-60 MM \$U.S), et du point de vu risque, le procédé est classé au niveau trois (8).

D'après la figure [4], pour une unité de production du MTBE d'une capacité de l'ordre de 2000 m³/jour, installé au Golf des Etats Unis, avec les prix de mi-1992, l'ordre de grandeur du coût d'investissement est estimé de 200 MM \$U.S (les charges initiales ne sont pas incluses), le prix total peut varier de 180 MM \$U.S à 230 MM \$U.S suivant la technologie choisie et le lieu de l'implantation.(7)

TABLEAU [8]: Status des technologies.

Fournisseur	Unité de deshydrogénation		Prix (MM\$US)	Niveau risque	Unité de synthèse de MTBE	
	Nom	Nombre			Nom	Nombre
A.B.B Lummus Crest	Catofin	24	100	3	CDTECH	23
U.O.P	Oleflex	6	85	3	Hüels	16
Snamprogetti	FBD - 4	37	50 - 60	1	-	16
Phillips	STAR	1	-	1	-	5
Arco Chemical	-	-	-	-	-	13

III.3.2) CHOIX DE PROCÉDE DU POINT DE VU TECHNIQUE:

III.3.2.1) L'UNITE D'ISOMERISATION:

La technologie d'isomérisation des butanes utilise essentiellement le même schéma de procédé fig [6], la seule différence réside dans l'agencement et le nombre d'équipement (le nombre de réacteurs et la génération du catalyseur).

La réaction d'isomérisation du normal butane en isobutane se fait à une pression de 17 à 20 atm, et une température de 150°C à 200°C, cette réaction est réversible, et exothermique. La conversion du normal butane est limitée par l'équilibre thermodynamique de la réaction, de telle façon que la concentration dans l'effluent du réacteur est autour de 60%. On additionne de l'hydrogène comme inhibiteur de la polymérisation des oléfines (produits secondaires).

DESCRIPTION DU PROCÉDE Butamer (U.O.P):

La charge du butane destinée au complexe de production du MTBE est envoyée vers le déisobutaniseur, ou le distillat riche en isobutane (+ 98%) est envoyé vers l'unité de déshydrogénation, alors que le courant soutiré constitué en grande partie de normal butane s'écoule vers le réacteur d'isomérisation.

La coupe composée essentiellement de normal butane traverse un tamis moléculaire pour éliminer l'eau, puis elle sera combinée avec un courant riche en hydrogène, le mélange est préchauffé à la température d'entrée du réacteur à l'aide d'un four. L'effluent du réacteur est partiellement condensé avant de l'envoyer au ballon séparateur, où l'hydrogène est séparé des autres produits. Le courant liquide est envoyé vers le stabiliseur afin d'éliminer les traces d'hydrogène et les hydrocarbures légers, le produit de fond de stabiliseur (isobutane, n-butane non converti) est recyclé vers le déisobutaniseur.

Avant 1959, la technologie d'isomérisation a utilisée le chlorure d'aluminium (AlCl_3) comme catalyseur, actuellement le catalyseur le plus utilisé est le platine sur un support d'alumine (Al_2O_3) contenant un pourcentage élevé de chlore.

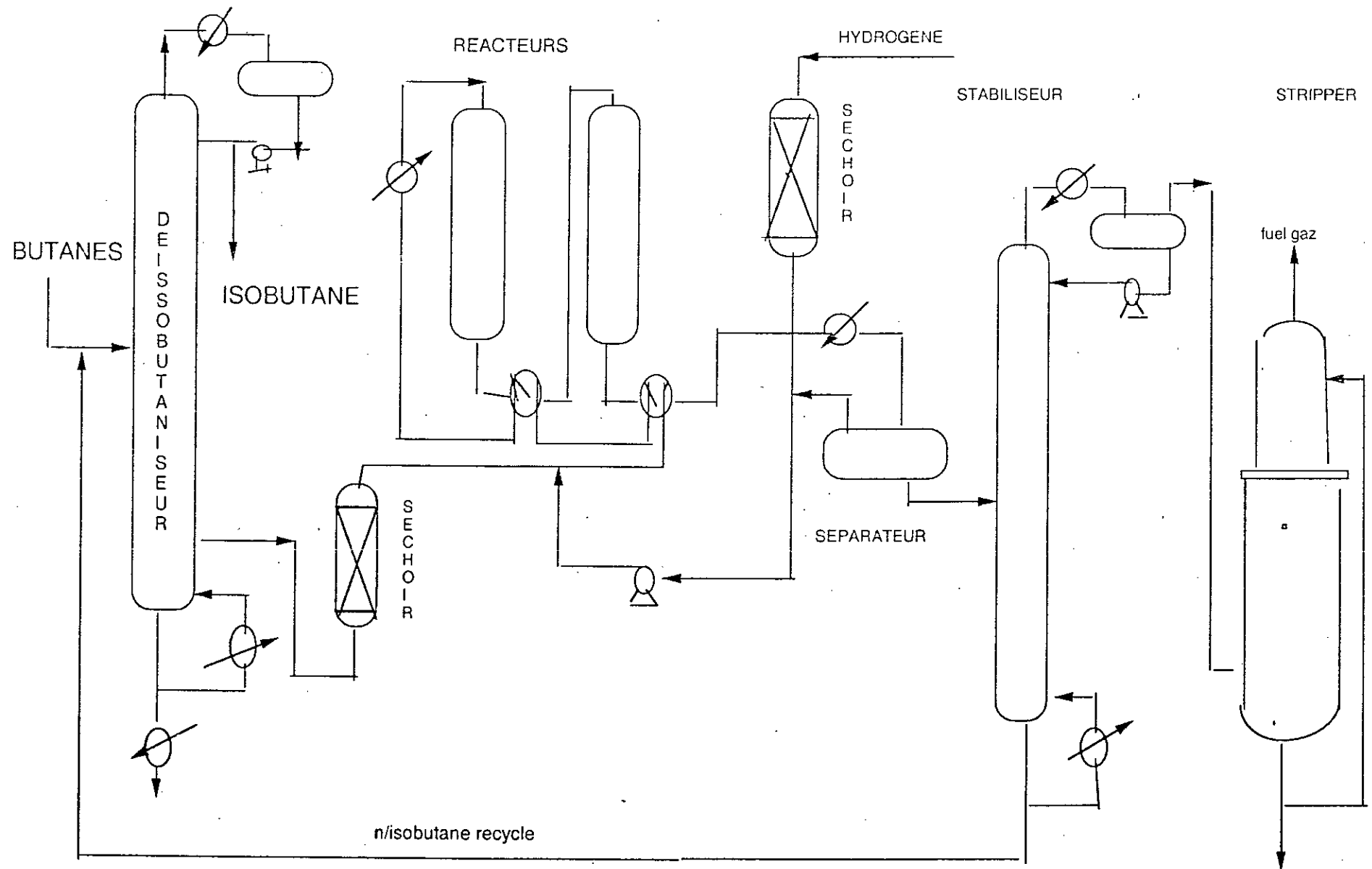


FIG.(6) PROCEDE D'ISOMERISATION DU N-BUTANE

III.3.2.2) L'UNITE DE DESHYDROGENATION:

L'isobutène est obtenu par la déshydrogénation de l'isobutane à une température élevée et à basse pression. La conversion et la sélectivité de la réaction de déshydrogénation dépend de:

- Catalyseur employé.
- Type de réacteur.
- La technologie de régénération du catalyseur.

DESCRIPTION DU PROCEDE Oleflex (U.O.P):

Ce procédé est basé sur la combinaison synergétique de deux procédés:

- Procédé de deshydrogénation des alcanes C_1-C_{14} fig [7],
- Technologie de la régénération continue du catalyseur (CCR) utilisée en conjonction avec le reforming catalytique continue du naphta, fig [8].

La charge d'isobutane traverse un tamis moléculaire, où l'eau résiduelle et les sulfures sont élevés, l'effluent du tamis combiné avec l'hydrogène recyclé est préchauffé par un four à la température d'entrée du réacteur.

Afin de maintenir une conversion élevée, on fournit de la chaleur entre réacteurs par des fours. Le produit du réacteur est comprimé, puis séché à l'aide d'un tamis moléculaire, le courant partiellement condensé est envoyé vers la boîte froide, où les non condensables seront séparer de la coupe C4 par détente, la vapeur, constituée en grande partie (90%) d'hydrogène et une faible quantité de méthane et d'hydrocarbures légers, sera utilisé dans d'autres unités, où brûler comme fuel, tandis que le liquide est envoyé vers la colonne de fractionnement. Les produits légers obtenus seront utilisés comme fuel et le produit du fond est envoyé vers la section de synthèse du MTBE.

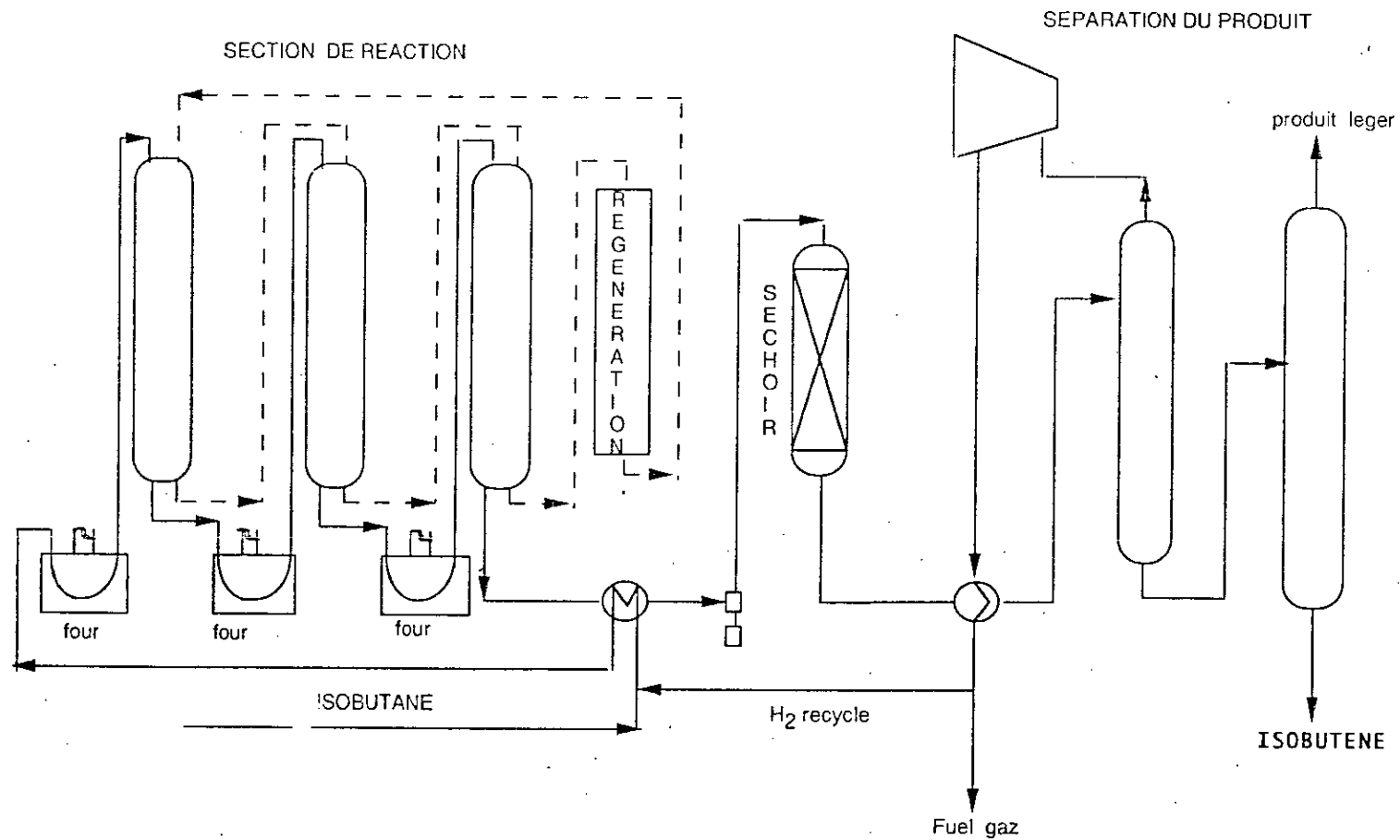


FIG.(7) PROCEDE DE DESHYDROGENATION D'ISOBUTANE(OLEFLEX)

La régénération du catalyseur se fait en faisant passer le catalyseur du réacteur au régénérateur, par lit fluidisé, elle se passe durant un cycle de 3 à 7 jours. L'unité de régénération est similaire à celle utilisée pour le reforming catalytique du naphta. Elle accomplit trois fonctions principales.

- Combustion du coke déposé sur le catalyseur.
- Redistribution du platine sur le catalyseur.
- Eliminer l'excès d'eau.

Le procédé de déshydrogénation (Oleflex) montre une bonne sélectivité, ceci est dû au catalyseur (platine) utilisé, et la continuité du procédé avec régénération du catalyseur.

L'atout majeur de ce procédé, c'est que la régénération peut être arrêter pour plusieurs jours sans perturber la déshydrogénation dans le réacteur, puisque les deux sections sont totalement indépendante.(7)

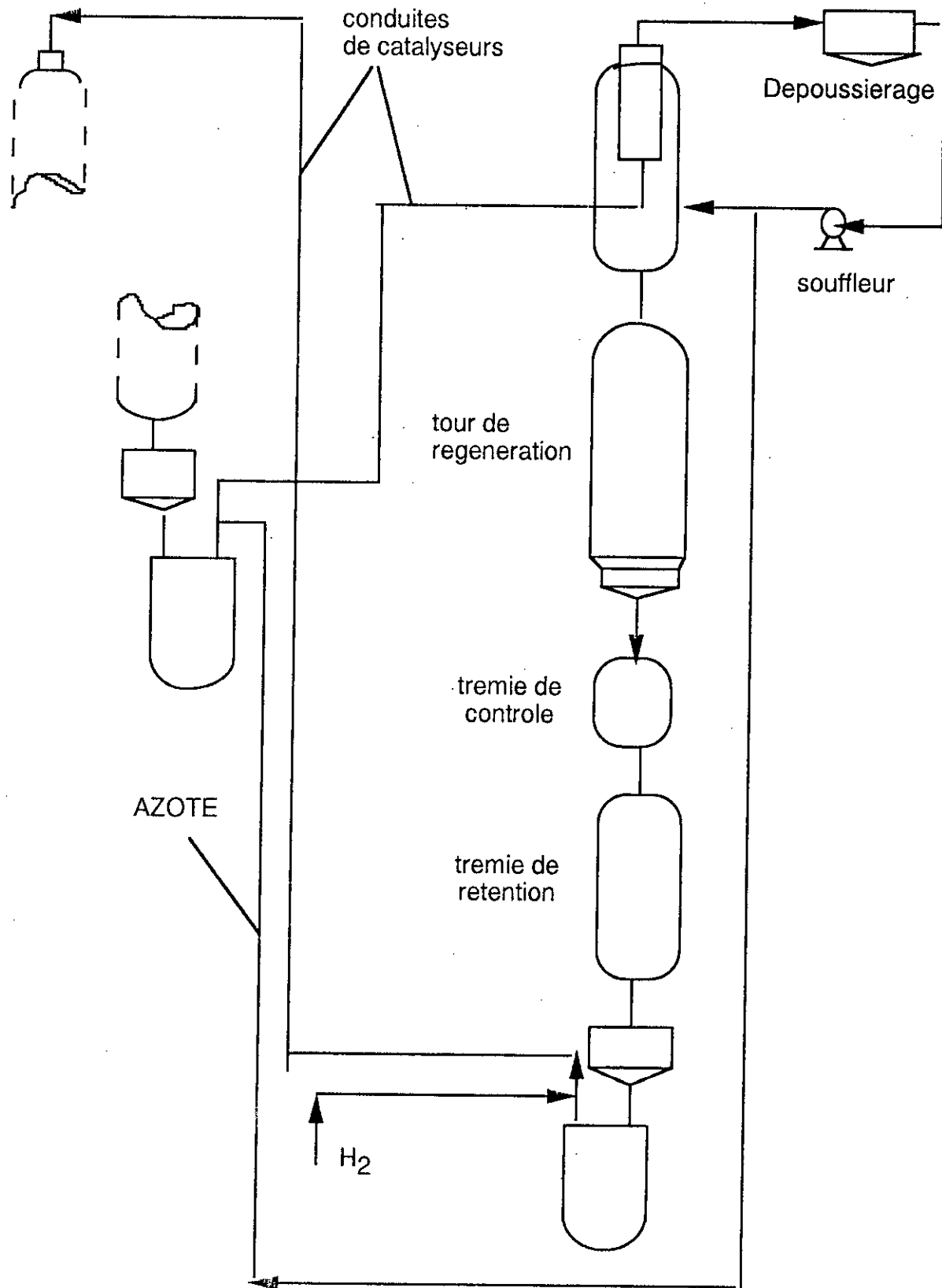
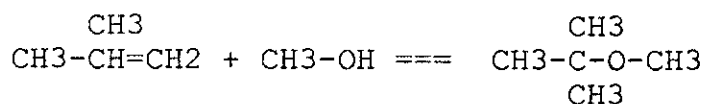


FIG.(8) SECTION DE REGENERATION DU CATALYSEUR

III.3.2.3) L'UNITE D' ESTERIFICATION (SYNTHESE DU MTBE):

Il s'agit d'une réaction exothermique qui se déroule en phase liquide entre 65 et 95°C, sous 7 à 15 bar, selon les procédés. Elle est catalysée par des résines échangeurs de cation, du type DOWEX 50 W, Amberlite IR1 ou IR100, Nalcite MX, etc..., où des hétéropolyacides promus par un métal (alumine) la durée de vie du catalyseur est de 1 an en générale. La réaction mise en jeu est la suivante:



La cinétique de la réaction: (9)

$$r = 0.1[\text{MTBE}]^{0.3} \exp(-15500/\text{R.T})$$

T :Température en k

r :vitesse de réaction en mole de MTBE/h.g catalyseur

[MTBE]: Concentration de MTBE en % molaire.

A l'entrée du réacteur, le rapport molaire méthanol/isobutène est de l'ordre de 1,5-1,1/1,0 et la PPH s'établit aux environs de 10 à 15.

Les principaux sous produits formés sont le Diisobutylène et l'alcool-tert butylique, en limite leurs production en contrôlant pour le premier le niveau de température, et pour le second la teneur en eau du milieu réactionnel.

Les principaux détenteurs de technologie pour la fabrication du MTBE sont: ANIC (Snam Progetti), HÜLS (U.O.P), ARCO, DAVY, I.F.P A.B.B.LUMMUS (CDTECH), SHELL, ERDÖELCHEMIE, etc...

Dans leurs principe de fonctionnement, les schémas des procédés sont sensiblement les mêmes pour ces divers vendeurs de licence. Ils comportent trois étapes:

- La synthèse de l'Ether,
- La séparation du MTBE de la coupe C4 résiduelle.
- Traitement de la coupe C4 (raffinat).

Ils se diffèrent essentiellement au niveau de la conception de la section réactionnelle.

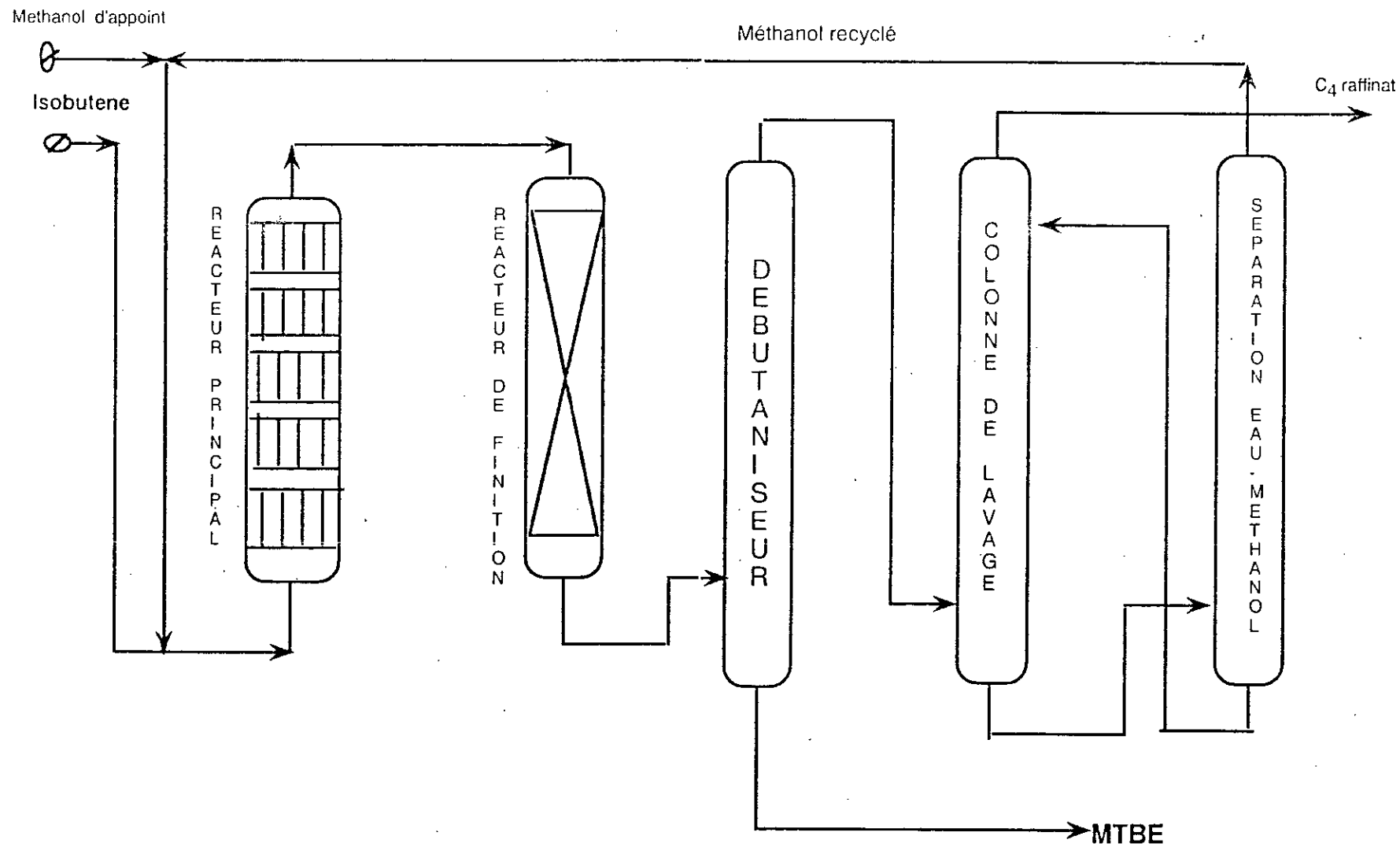


FIG.(9) PROCEDE D'ETHERIFICATION(Reacteur tubulaire à lit fixe)

DESCRIPTION DU PROCEDE Hùls (U.O.P):

Dans la zone réactionnelle sont introduit simultanément l'isobutène et le méthanol d'appoint et de recyclage, le mélange est préchauffé, en particulier par échange thermique avec l'effluent résultant de l'estérification. Celle-ci nécessite selon le procédé HÜLS plusieurs réacteurs en série de type échangeur faisceau calandre (multitubulaires), ou les tubes sont remplis de catalyseur et coté calandre circule un fluide de refroidissement (caloporteur des calories dégagées par la réaction). Pour avoir une conversion élevée d'isobutène, on associe plusieurs réacteurs multitubulaires et un réacteur à lit fixe, fig. [9].

La séparation du MTBE se fait par colonne de distillation, elle sépare en fond le MTBE et en tête le méthanol et les C4 non convertis (raffinat).

Le traitement du raffinat se fait par lavage à l'eau en premier lieu, afin d'en retirer le méthanol contenu, puis un fractionnement du mélange eau-méthanol, l'alcool récupéré est recyclé au réacteur(1).

III.4) DESCRIPTION DU PROCÉDE:

La fabrication du MTBE se fait en trois phases:

III.4.1) DEISOBUTANISATION ET ISOMERISATION:

Le butane (mélange de n-butane et isobutane) en provenance du complexe GP1Z passe dans le déisobutaniseur où les deux produits sont séparés, le normal butane est ensuite transformé en isobutane selon la réaction:

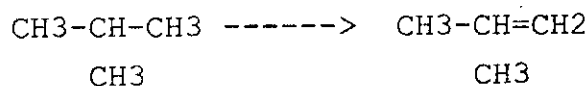


La réaction s'effectue à une température de 185 °C et à une pression de 17 atm et sous atmosphère d'hydrogène pour minimiser les problèmes de craquage du butane.

Le procédé choisi pour l'isomérisation est celui de U.O.P (Universal Oil Products) BUTAMER.

III.4.2) LA DESHYDROGENATION:

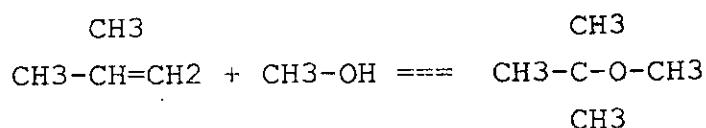
La déshydrogénation est une conversion sélective de l'isobutane en isobutène dans une série de réacteurs à lit catalytique fluidisé. L'isobutane en contact avec un catalyseur à base de métal-noble (platine) et à une température de 540°C et à basse pression 1 atm, se transforme en isobutène selon la réaction:



Le procédé retenu est celui de l'U.O.P (OLEFLEX).

III.4.3) LA SYNTHÈSE DU MTBE:

La synthèse du MTBE est obtenue à partir de l'estérification de l'isobutène par le méthanol selon la réaction suivante:



La réaction se produit à une température de 100°C et à une pression de 15 atm en présence d'un catalyseur à base de résines échangeurs. Le procédé utilisé est celui de l'U.O.P (HULS).

A côté de ces trois unités, le complexe est doté des installations d'utilités, de stockage, d'expédition et de réception.

III.4.4) INSTALLATIONS D'UTILITES ET DE SECURITE:

- . L'air instrument et l'azote,
- . Le fuel gaz,
- . L'électricité,
- . Les instruments de sécurité (réseau maillé d'eau incendie).

III.4.5) INSTALLATION DE STOCKAGE, D'EXPEDITION ET DE RECEPTION:

III.4.5.1) Stockage de matières premières:

- * Une sphère de 1500 m³ pour le butane,
- * Un bac de 30000 m³ pour le méthanol,
- * Un bac d'observation de 2500 m³ pour le méthanol.

III.4.5.2) Stockage des produits intermédiaires:

- * Une sphère de 3500 m³ pour l'isobutane,
- * Une sphère de 2000 m³ pour l'isobutène.

III.4.5.3) Stockage des produits finis:

- * Deux (02) bacs de 45000 m³ pour le MTBE,
- * Un bac d'observation de 2500 m³ pour le MTBE.

Pour les expéditions du MTBE et la réception du méthanol, le complexe MTBE utilisera les facilités propres telle que les pompes de chargement et les installations déjà existantes du port EL DJEDID de BETHIOUA. (10)

*CONCEPTION DU COMPLEXE
DE FABRICATION DE MTBE*

IV) CONCEPTION DU COMPLEXE DE FABRICATION DE MTBE

IV.1) BASE DE L'ETUDE:

IV.1.1) MATIERES PREMIERES:

IV.1.1.1) Butanes:

Le butane est fourni par le complexe GP1Z avec les spécifications suivantes:

Constituants	(% molaire)
Propane C3	1,18
Isobutane iC4	37,20
n-butane nC4	61,15
Isopropane iC5	0,326
n-propane nC5	0,120
Eau H2O	0,024

La consommation annuelle du complexe en butane est de 1150 kmole/h.

IV.1.1.2) Méthanol:

Le méthanol est fourni soit en partie par le complexe de méthanol (CP1Z), soit par le marché international. La consommation du complexe est de 950 kmole/h, avec les spécifications suivantes:

CH3OH 99% mole

H2O .1% mole.

IV.1.2) PRODUIT FINI:

L'usine est prévu pour produire 600.000 tonnes par an de MTBE avec les spécifications suivantes: (10)

Constituants	(% pds)
MTBE	99 min.
C4	0.1 max.
Méthanol	0.1 max.
Di-isobutène	0.5 max.
T.B.A	0.5 max.
Eau H2O	50ppm max.

IV.2) PRESENTATION DU SIMULATEUR ASPEN PLUS:

IV.2.1) GENERALITES:

Le logiciel ASPEN PLUS (Advanced System for Process ENgineering).est un simulateur de génie chimique utilisé pour la modélisation des procédés comportant un écoulement permanent et continu de matière et d'énergie d'une unité de traitement vers une autre. Il est employé dans le but de modéliser, dimensionner et faire l'évaluation économique de procédés chimiques et pétrochimiques. En effet, il est utilisé dans la modélisation du raffinage de pétrole, le traitement du gaz, la synthèse des carburants, la génération de puissance, le traitement des métaux et des minéraux. En outre, il est concerné par l'industrie pharmaceutique, alimentaire et la biotechnologie.

Pour une unité de production donnée, le logiciel nous permet de déterminer les conditions d'opérations améliorerait le rendement, la capacité de production et réduiraient les dépenses énergétiques. Il permet aussi le calcul et l'analyse de la faisabilité d'une nouvelle installation.

A l'entrée du système ASPEN PLUS (INPUT), on retrouve l'ensemble de données et d'informations concernant le schéma du procédé étudié. Ces informations sont codées sous forme d'un langage spécifique au simulateur appelé langage d'entrée (INPUT LANGUAGE).

A la sortie du système (OUTPUT) on retrouve la collection de tous les résultats de simulation.

Dans ASPEN PLUS, le schéma du procédé est présenté par un diagramme de flux (FLOWSHEET), ce dernier est schématisé par des blocks d'opérations unitaires reliés entre eux par de flux de matières et d'énergie. (11)

IV.2.2) LE DIAGRAMME DE FLUX:

La simulation en régime permanent de diagrammes de flux (FLOW SHEET) est devenue ces dernières années, un outil d'une grande importance employé dans la conception et l'analyse de procédés. Parmi les méthodes de base pour la simulation de diagramme de flux, la méthode séquentielle et modulaire est utilisée par le logiciel ASPEN PLUS. Le calcul se fait unité par unité où d'une manière séquentielle.

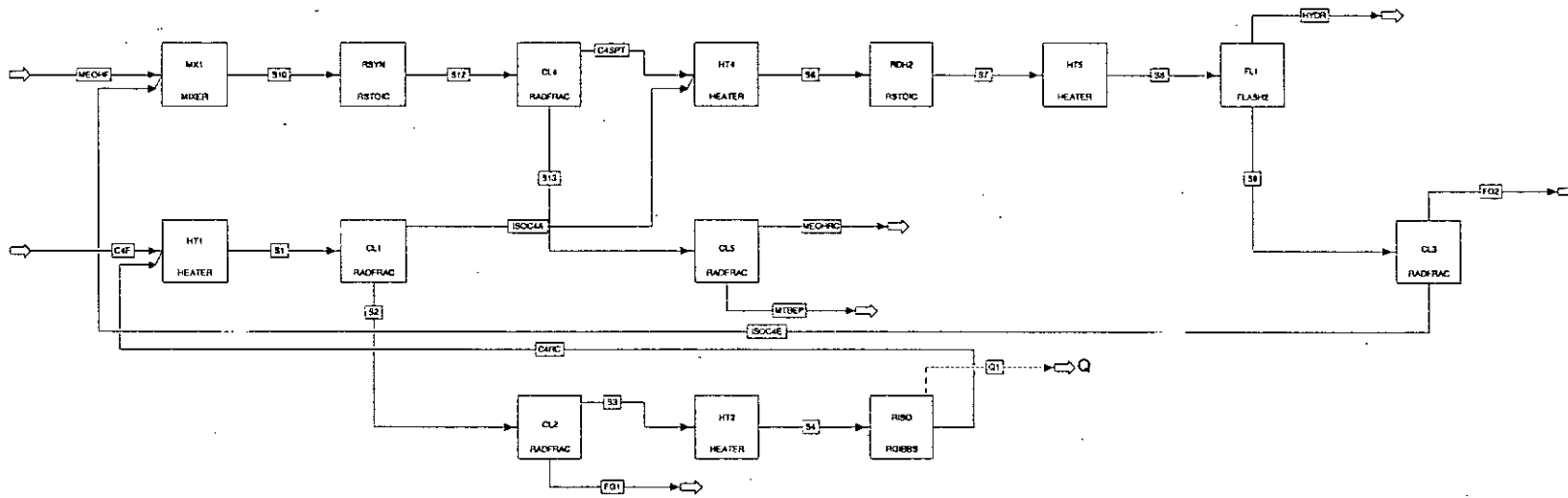
IV.2.3) CONVERGENCE DU DIAGRAMME DE FLUX:

Un diagramme de flux comportant des boucles de recyclage, des spécifications de conception ainsi que des problèmes d'optimisation est résolu d'une manière itérative, ce fait rend impératif le choix d'une méthode mathématique régissant la convergence du diagramme. Dans le logiciel ASPEN PLUS, il existe plusieurs méthodes employées pour converger les processus itératifs. Ces méthodes sont représentées par des blocks de convergence dans lesquels l'utilisateur doit choisir le modèle mathématique, les coupures des flux les spécifications et les paramètres à optimiser. (12)

Parmi les méthodes de convergence, on cite:

- WEGSTEIN	Wegstein (utilisée dans notre cas)
- NEWTON	Newton
- DIRECT	Substitution direct
- SECANT	séquentielle.

UNITE DE PRODUCTION DU MTBE



IV.2.4) CHOIX DE L'OPTION THERMODYNAMIQUE (SYSOP):

Une option thermodynamique est un ensemble de modèles utilisés pour le calcul des propriétés thermodynamiques et de transport. Elle est dénotée dans le logiciel ASPEN PLUS par le mot-clef SYSOP (SYStème OPTions).

Le logiciel ASPEN PLUS dispose dans sa banque de donnée plusieurs options thermodynamiques qui sont représentées dans le tableau [8]. Pour assurer une simulation fiable, il est impératif de choisir l'option la plus appropriée, voir son domaine d'application qui soit très vaste, donnant de bons résultats à basse température, et pour les mélanges polaires et semi-polaire.

Dans notre simulation, nous avons choisi l'option thermodynamique SYSOP3 (REDLICH-KWONG-SOAVE). Cette équation est basée sur l'équation d'état de Redlich-Kwong modifiée par Soave (1972), ce modèle calcul:

Le volume molaire, l'enthalpie, l'énergie libre (Gibbs), l'entropie, le coefficient de fugacité pour chaque constituant du mélange.

ESRKS peut s'écrire de la manière suivante:

$$Z_m = \frac{V_m}{V_m - b_m} - \frac{\Omega_a}{\Omega_b} \frac{b_m}{V_m + b_m} \cdot F_m$$

$$\Omega_a = 0,42748 \dots\dots$$

$$\Omega_b = 0,08664 \dots\dots$$

$$b_m = \sum y_j b_j \quad b_j = \Omega_b RT_{ci} / P_{cj}$$

$$F_m = \frac{\sum_i \sum_j y_i y_j (1 - K_{ij}) [(T_{ci} T_{cj} / P_{ci} P_{cj}) F_{ij}]^{1/2}}{\sum_j y_j T_{cj} / P_{cj}}$$

$$F_i = T_{ri}^{-1} [1 + (0,48 + 1,574 \omega_i - 0,176 \omega_i^2) (1 - T_{ri}^{0,5})]^2$$

T_{ri} : Température réduite

ω_i : Facteur acentrique.

TABLEAU [8]: Les options thermodynamiques:

Mot clef ASPEN PLUS	Appellation		Equation d'état
SYSOP0	Loi de Raoult/idéal	Mélange idéal	
SYSOP1 SYSOP2	Chao seader Grayson-Streed	Hydrocarbure et les gaz présent dans le mélange d'hydrocarbure.	
SYSOP3	Redlich-kwong-Soave		$P = \frac{RT}{V-b_m} - \frac{a_m}{V(V+b_m)}$ $a_m = \sum_i \sum_j x_i y_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})$ $b_m = \sum_i x_i b_i$ $a_i = F(T, T_{ci}, P_{ci}, \omega_i)$ $b_i = F(T_{ci}, P_{ci})$
SYSOP4	Peng Robinson		
SYSOP6	Redlich-kwong/ASPEN	Mélange non polaire et légèrement polaire	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(v-b)}$ $P = \frac{RT^{0.5}}{V-b_m} - \frac{a_m}{V(V+b_m)}$ $a_m = \sum_i \sum_j x_i y_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - ka_{ij})$ $b_m = \sum_i \sum_j x_i x_j \left(\frac{b_i + b_j}{2}\right) (1 - kb_{ij})$ $ka_{ij} = ka_{ij}^0 + ka_{ij}^1 \frac{T}{1000}$
SYSOP18	Redlich-kwong/UNIFAC	Mélange polaire ou non polaire	

IV.2.5) LES MODELES D'OPERATIONS UNITAIRES UTILISES:

Une fois le diagramme de flux (FLOWSHEET) établi, nous avons affecté chaque block d'opération unitaire à un modèle approprié donné par le tableau [9].

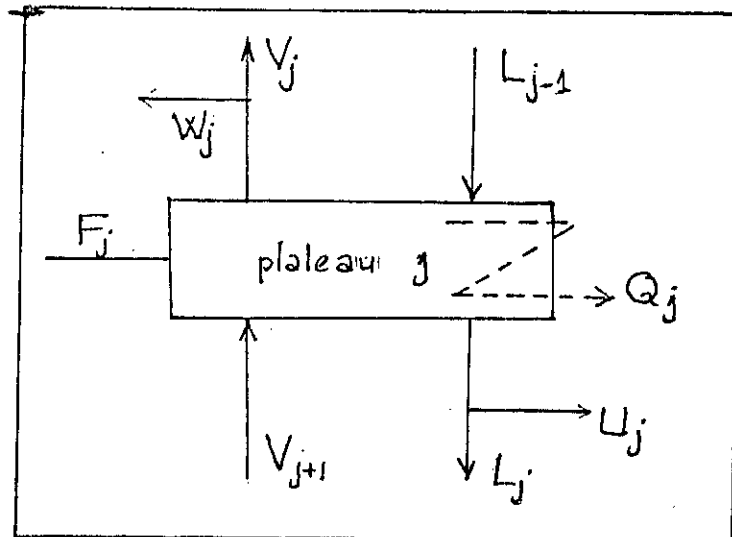
TABLEAU [9]: Modèles d'opérations unitaires utilisés:

Modèle ASPEN PLUS	EQUIPEMENTS CORRESPONDANT
HEATER	Echangeurs, fours, aéroréfrigérants,....
MIXER	Mélangeur
FLASH2	Ballon de séparation liquide-vapeur (flash)
RGIBBS	Réacteur d'isomérisation
RSTOIC	Réacteurs de déshydrogénation et de synthèse
RADFRAC	Colonnes de distillation.

IV.2.6) MODELISATION ET SIMULATION D'UNE OPERATION UNITAIRE:

- SIMULATION D'UNE COLONNE DE DISTILLATION D'UN MELANGE COMPLEXE:

Soit une colonne de n étages et m constituants du mélange.



* Flux de la vapeur:

V_j : Vapeur montante dans la colonne.

W_j : Soutirage de la vapeur.

* Flux liquide:

L_j : Liquide descendant dans la colonne (reflux interne).

U_j : Sous tirage du liquide du plateau j .

Soit:

X_{ij} : Composition du liquide de constituant "i" à l'étage "j".

Y_{ij} : Composition de la vapeur de constituant "i" à l'étage "j".

Z_{ij} : Composition d'alimentation.

- EQUATION DE MATIERE, EQUILIBRE, SOMMATION, ENTHALPIE (MESH) :

a/ Bilan de matière partielle par étage (M):

$$F_j Z_{ij} + L_{j-1} X_{ij-1} + V_{j+1} Y_{ij+1} = (W_j + V_j) Y_{ij} + (U_j + L_j) X_{ij}$$

Il y a nm équations.

b/ Bilan d'énergie pour chaque étage (H)

$$F_j h_j^f + L_{j-1} h_{j-1}^l + V_{j+1} H_{j+1}^v + 1 = (w_j + V_j) H_{j+1}^v + (L_j + U_j) h_j^l + Q_j$$

Il y a n équations.

c/ Equations de sommation des compositions (S):

$$S X_j = \sum_i^m X_{ij} = 1$$

$$S Y_j = \sum_i^m Y_{ij} = 1$$

2n équations

d/ Equations d'équilibre (E)

$$f_{ij}^v = f_{ij}^l$$

nm équations

On a les données suivantes:

- Charges: F_j (n équations)
- Soutirage: W_j, U_j (2n équations)
- Composition de la charge: Z_{ij} (m équations)
- Quantité de chaleur soutirée avec $j+1$ et $j+n$
il y a (n-2) équations.
- Pressions P_j .

Les inconnues:

- Compositions: X_{ij}, Y_{ij} (2mn)
- Débits: L_j, V_j (2n)
- Les températures T_j (n)
- Quantité de chaleur du condenseur et rebouilleur
 $Q1, QN$ (2).

- Nombre d'équations: $(2m + 3)n$
- Nombre de variables: $2mn + 3n + 2$

Le degré de liberté = N variables - N équations = 2

. Pour que le problème soit spécifié, il faut fixer 2 valeurs des inconnus, généralement on spécifie $L1, V1$.

e. Procédure de calcul:

On remplace les Y_{ij} par $K_{ij}X_{ij}$ dans l'équation (M):

$$F_j Z_{ij} + L_j - 1 X_{ij-1} + V_j + 1 K_{ij} + 1 X_{ij+1} = [L_j + U_j + K_{ij}(W_j + V_j)] X_{ij}$$

On aura une matrice triangulaire de n lignes et n colonnes, la résolution se fait par l'algorithme de THOMAS.

f. Le modèle correspondant à l'opération unitaire de distillation:

RADFRAC est un modèle d'opération unitaire rigoureux qui simule différents types de séparations étagées. Parmi ces opérations on peut citer:

- Distillation ordinaire.
- Distillation extractive.
- Distillation réactive.
- Distillation azéotropique.

Le langage informatique correspondant à ce block est:

BLOCK blid **RADFRAC**

PARAM NSTAGE = value

FEEDS Sid Stage/...

PRODUCTS Sid Stage [phase] basis-flow/...

COL-SPECS keywd = value.

keywd = basis-ROV, basis-D, basis-B, D:F, basis-RR, Q1, QN.

optional keywd: DP-stage, DP-COL

VARY varyno varytype ld ub keywd = value

varytype: basis-FRAC, basis-RECOV, basis-RATIO, TEMP, ...

keywd *STAGE, STREAM, COMPS*.

SPEC specno spectype value keywd = value(s).

spectype:*basis-FRAC,basis-RECOV,basis-RR,basis-RATIO,Q1,
QN...*

keywd: *STAGE, COMPS, STREAMS, PROPERTY,...*

Sid : nom du courant.

Stage : numéro d'étage.

Phase : phase = L liquide total (défaut).
Phase = V vapeur.

P-SPEC : utilisé pour spécifier le profil pression de la
colonne.

COL-SPECS : sert à entrer, RDV (fraction de la vapeur dans
le distillat) et les spécifications de la colonne.

basis-RDV : fraction de la vapeur dans le distillat
(basis: MASS, MOLE, STDVOL)

basis-D : flux du distillat.

basis-B : flux du fond.

D:F : rapport des flux de distillat par rapport à
l'alimentation.

Q1 : chaleur de service du condenseur.

QN : chaleur de service du rebouilleur.

DP-STAGE : perte de charge par plateau.

DP-COL : perte de charge de la colonne.

IV.2.7) OPTIMISATION AVEC ASPEN PLUS:

ASPEN PLUS peut être utilisé pour faire l'optimisation d'un procédé, en manipulant le courant d'alimentation, ou les variables d'entrée du block. Les contraintes d'égalité ou d'inégalité peuvent être imposées pour l'optimisation.

La fonction objectif et les contraintes sont fonction des variables de flux ou des variables calculées pour une expression en FORTRAN.

Le problème d'optimisation peut être résolu par itération, par défaut ASPEN PLUS, utilise la méthode de convergence séquentielle.

Langage informatique correspond au block optimisation:

OPTIMISATION optid

F fortran déclaration statments

DEFINE fvar vartype keywd = value.

F exécutable FORTRAN statments

MAXIMIZE 'expression'

ou **MINIMIZE** 'expression'

CONSTRAINTS conid/...

VARY vartype, keywd = value.

LIMITS 'lower' 'uper'

CONSTRAINTS conid

F FORTRAN déclaration statements

DEFINE fvar vartype keywd= value.

F exécutable FORTRAN statements

SPEC 'expression1' {LE/ EQ/ GE} 'expression2'

TOL-SPEC 'tol'

Le block d'optimisation exécute les instructions suivantes:

- Définir la méthode d'optimisation,
- Définir les variables de la fonction objectif,
- Expression de la fonction objectif,
- Définir les contraintes,
- Paramètres à faire varier,
- Limites supérieures et inférieures de ces paramètres.

4.2.8. DEVELOPPEMENT DES MODELES DU DIAGRAMME DE FLUX:

Les étapes à suivre pour développer un modèle de flowsheet :

- 1- Définition du schéma de procédé qui sera modélisé et le but du modèle.
- 2- Sélection des unités de mesures des données d'entrée et de sortie.
- 3- Spécifier les composants chimiques du flux de matière.
- 4- Spécifier l'option thermodynamique utilisée pour le calcul des propriétés physiques.
- 5- Diviser le diagramme de flux dans des blocks d'opérations unitaires et choisir le modèle approprié pour chaque block.
- 6- Définir le flux de charge (alimentation) du procédé.
- 7- Spécifier des conditions opératoires de conception pour chaque block.
- 8- Imposer les spécifications de conception.

IV.3) RESULTATS DE LA SIMULATION

IV.3.1) Résultats de la simulation:

Les résultats de la simulation (en annexe) présentent:

Le flux molaire, la composition, l'enthalpie, l'entropie, densité, etc..., à l'entrée et à la sortie de chaque block d'opération unitaire. Ces résultats sont indispensables pour le calcul des équipements.

IV.3.2) Bilan de matière du complexe

On faisant le bilan de matière de toute l'unité [fig (10) annexe], on trouve qu'il y a une perte de 3% en poids de la matière première.

IV.4) DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS MAJEURS

IV.4.1) Dimensionnement d'une colonne [CL4] (14)

Section n°1

IV.4.1.1) Vapeur :

- débit massique de la vapeur = 122422,4 kg/h

$$\rho_v = 35,72 \text{ kg/m}^3$$

- débit volumique nominal $Q_n = 0,95 \text{ m}^3/\text{s}$

- débit volumique de calcul $Q = Q_n \times 1,1 \Rightarrow Q = 1,05 \text{ m}^3/\text{s}$

IV.4.1.2) Liquide : Débit massique du liquide = 68292 kg/h

$$\text{masse volumique } \rho_L = 430,8 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{débit volumique nominal } q_n = 0,044 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{débit volumique de calcul } q = q_n \times 1,1 \Rightarrow q = 0,048 \text{ m}^3/\text{s}$$

IV.4.1.3) Charge de la vapeur

$$V1 = Q / \sqrt{(\rho_L / \rho_v) - 1}$$

$$V1 = 0,32 \text{ m}^3/\text{s}$$

IV.4.1.4) Estimation du diamètre

Fig66 pour 2 passe $D_t = 2,3 \text{ m}$

IV.4.1.5) Facteur du système

$$S = 1$$

IV.4.1.6) Facteur d'engorgement

$$F = 0,8$$

IV.4.1.7) Aire active minimale

$$A_{amin} = (V_1 + 1.36 \cdot q \cdot L) / C \cdot F$$

C: facteur de capacité vapeur

$C = C^* \cdot S$ C^* : est obtenu de la fig 6-13 $C^* = 0.127$ m/s pour un espacement entre

plateau $T_s = 24$ in (0.61 m)

$$C = 0.127 \text{ m/s}$$

L: longueur de refoulement $L = 0.75 \cdot D_t / N_p$

$$L = 0.068 \text{ m}$$

$$\text{Alors } A_{amin} = 3.70 \text{ m}^2$$

IV.4.1.8) Aire minimale de descente

$$A_{dmin} = q / U \cdot F$$

$$U = U^* \cdot S \quad S = 1$$

U^* est la plus petite des valeurs suivantes:

- Fig 6-14 pour $T_s = 0.61$ $U^* = 0.136 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$

- $U^* = 0.170 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$

- $U^* = 0.007 \cdot (\rho_L - \rho_v)^{0.5} = 0.139 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$

$$U^* = 0.008 \cdot (T_s \cdot (\rho_L - \rho_v))^{0.5} = 0.124 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{alors } u^* = 0.124 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{alors } A_{dmin} = 0.48 \text{ m}^2$$

$$\text{Comme } A_{dmin} > 0.11 \cdot A_{amin} = 0.41 \text{ m}^2 \Rightarrow A_{dmin} = 0.48 \text{ m}^2$$

$$\text{Comme il y a 2 passes } \Rightarrow 2 \cdot A_{dmin} = A_{descente \text{ total}}$$

IV.4.1.9) Aire de la virole

$$A_T^* = A_{amin} + 2A_{dmin}$$

$$A_T^* = 4.66 \text{ m}^2$$

Vérification de l'air minimale:

$$A_{Tmin} = 1.28 V_1/F.C$$

$$A_{Tmin} = 4.03 \text{ m}^2$$

A_T correspond à la plus grande valeur de A_{Tmin} et A_T^*

$$A_T = 4.66 \text{ m}^2$$

On déduit le diamètre de la virole

$$D_t = (4 \cdot A_t / \pi)^{1/2} \Rightarrow D_t = 2.44 \text{ m}$$

IV.4.1.10) Les aires de la colonne:

$$A_a = A_{amin} = 3.70 \text{ m}^2$$

$$A_d = 2A_{dmin} = 0.96 \text{ m}^2$$

$$A_T = 4.66 \text{ m}^2$$

IV.4.1.11) La taille du déversoir

$$A_d/A_T \cdot N_p = 0.10$$

de la fig 6-15 $L_v/D_t = 0.75 \Rightarrow L_v = 1.83 \text{ m}$

$$H/D_t = 0.15 \Rightarrow H = 0.37 \text{ m}$$

flux du liquide par passe $Z = q/N_p = 0.024 \text{ m}^3/\text{s}$

$$Z/L_v = 0.013 < 0.025 \text{ ok les dimensions sont satisfaites}$$

IV.4.1.12) Nombre de clapets N_c

On spécifie 120-175 unité/ m^2 aire active

Comme $A_a = 3.70 m^2$ alors $444 \leq N_c \leq 648$

Soit $N_c = 550$ unite/plateau

donc l'aire des orifices $A_h = 550/845 \Rightarrow A_h = 0.65 m^2$

IV.4.1.13) Perte de charge:

Soit le clapet de type V-1
calibre 14 fabriquée avec

de l'acier au carbon $\rho_m = 7860 kg/m^3$

et épaisseur $t_m = 1.88mm$.

IV.4.1.13.1) Clapet incompletement soulevé (faible débit vapeur)

$$\Delta P' = 0.135 t_m (\rho_m / \rho_L) + K_1 * V_h^2 * \rho_v / \rho_L$$

V_h : vitesse de la vapeur dans les orifices

$$V_h = Q/A_h \Rightarrow V_h = 1.62 m/s$$

$$K_1 = 5.46$$

$$K_2 = 28.7 \text{ tableau 6-5}$$

$$\Delta P' = 5.82 \text{ cm liquide}$$

IV.4.1.13.2) Clapet complètement soulevé (débit vapeur élevé)

$$\Delta P'' = K_2 V_h^2 (\rho_v / \rho_L)$$

$$\Delta P'' = 6.25 \text{ cm liquide}$$

Il y a lieu de prendre la plus grande des deux valeurs $\Delta P'$ et $\Delta P''$

$$\Delta P_d = 6.25 \text{ cm liquide}$$

c/ Perte de charge totale

$$\Delta P_T = \Delta P_d + 55.4 (q/L_w)^{0.67} + 0.04 h_w$$

$$h_w: \text{ hauteur du barrage } h_w = 50\text{mm}$$

$$\Delta P_T = 13.1 \text{ cm liquide}$$

IV.4.1.14) Hauteur clair (hauteur du liquide dans la section de descente au dessus du plateau)

$$h_{dc} = 55.4 (q/L_w)^{0.67} + 0.1 h_w + (\Delta P_T + 1.66) (\rho_L / (\rho_L - \rho_V))$$

$$h_{dc} = 26 \text{ cm}$$

$h_{dc} = 26 \text{ cm} < 0.6T_s = 36.6 \text{ cm} \Rightarrow$ dimensions sont satisfaisantes. Alors le diamètre de la première section

$$D_{t1} = 2.44 \text{ m } (=8\text{ft})$$

Section n°2

IV.4.1.1) Vapeur :

Débit massique de la vapeur = $136.24 \cdot 10^3$ kg/h $\rho_v = 44.35$
kg/m³

Débit volumique nominal $Q_N = 0.853$ m³/s

Débit volumique de calcul $Q = Q_N \cdot 1.1 \Rightarrow Q = 0.94$ m³/s

IV.4.1.2) Liquide :

débit massique = $187.1 \cdot 10^3$ kg/h $\rho_L = 477.5$
kg/m³

débit volumique nominal $q_N = 0.11$ m³/s

Débit volumique de calcul $q = q_N \cdot 1.1 \Rightarrow q = 0.12$ m³/s

IV.4.1.3) Charge vapeur

$$V_1 = Q / \sqrt{(\rho_L / \rho_v) - 1}$$

$$V_1 = 0.30 \text{ m}^3/\text{s}$$

IV.4.1.4) Estimation du diamètre pour 2 passes $D_t = 2.9\text{m}$

IV.4.1.5) Facteur du diamètre $S=1$

IV.4.1.6) Facteur d'engorgement $F=0.80$

IV.4.1.7) Aire active minimale

$$A_{\text{amin}} = (V_1 + 1.36 \cdot q \cdot L) / C \cdot F$$

$$C = C \cdot S \quad (\text{fig 6-13 pour } T_s = 0.61\text{m})$$

$$C = 0.127$$

$$L = 0.75 D_t / N_p = 1.1\text{m}$$

$$A_{\text{amin}} = 4.72 \text{ m}^2$$

IV.4.1.8) Aire minimale de descente

$$A_{\text{min}} = q/U.F$$

$$U = S^* U^* = U^*$$

$$- U^* = 0.141 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{s} \text{ fig 6-16}$$

$$- U^* = 0.170 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{s}$$

$$- U^* = 0.007 [\rho_L - \rho_v]^{0.5} = 0.146 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{s}$$

$$- U^* = 0.008 [T_s (\rho_L - \rho_v)]^{0.5} = 0.130 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{s}$$

$$\text{Donc } U^* = 0.130 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{s}$$

$$A_{\text{min}} = 1.15 \text{ m}^2$$

IV.4.1.9) Aire de la virole

$$A_{T^*} = A_{\text{min}} + 2A_{\text{min}}$$

$$A_{T^*} = 7.0 \text{ m}^2$$

Vérification de l'aire minimale

$$A_{T_{\text{min}}} = 1.28 V_1/F^*C$$

$$A_{T_{\text{min}}} = 3.78 \text{ m}^2$$

A_T correspond à la plus grande valeur de A_{T^*} et $A_{T_{\text{min}}}$

$$A_T = 7. \text{ m}^2$$

On déduit le diamètre de la virole

$$D_t = (4A_T/\pi)^{1/2}$$

$$D_t = 2.985 \text{ soit } D_t = 3\text{m}$$

IV.4.1.10) Les aires de la colonne

$$A_a = A_{\text{min}} = 4.72 \text{ m}^2$$

$$A_d = 1.15 * 2 = 2.3 \text{ m}^2 \text{ (2 passes)}$$

IV.4.1.11) La taille du déversoire

$$A_d/A_T \cdot N_p = 0.164$$

De la fig 6-15 $L_w/D_t = 0.84 \Rightarrow L_w = 2.52 \text{ m}$

$$H/D_t = 0.22 \Rightarrow H = 0.66 \text{ m}$$

Flux liquide par passe $Z = q/N_p = 0.06 \text{ m}^3/\text{s}$

$$Z/L_w = 0.024 < 0.025$$

satisfaites.

Les dimensions sont

IV.4.1.12) Nombre de clapets:

Suppose qu'il y a 120 - 175 unité/m² aire active

$$A_a = 4.72 \text{ m}^2 \Rightarrow 567 < N_c < 862 \quad \text{soit } N_c = 700$$

unité/plateau

D'où l'aire des orifices $A_h = N_c/845 = 0.828 \text{ m}^2$

IV.4.1.13) Perte de charge

Soit les clapets de type

V-1 calibre 14, fabriqué par l'acier au carbon de $\rho_m = 7860 \text{ kg/m}^3$, $K_1=5.46$ $K_2 = 28.7$

IV.4.1.13.1) Clapet incomplètement soulevé

$$\Delta P' = 0.135 t_m \rho_m/\rho_L + K_1 \cdot V_h^{2*} \rho_v/\rho_L$$

Vitesse de la vapeur dans les orifices

$$V_h = Q/A_h = 1.14 \text{ m/s}$$

$$\Delta P' = 4.84 \text{ cm liquide}$$

IV.4.1.13.2) Clapet complètement soulevé

$$\Delta P'' = K_2 V_h^2 \rho_v / \rho_L$$

$$\Delta P'' = 3.46 \text{ cm liquide}$$

alors $\Delta P_d = 4.84 \text{ cm liquide la plus grande}$

IV.4.1.13.3) Perte de charge totale

$$\Delta P_T = \Delta P_d + 55.4 (q/L_w)^{0.67} + 0.04 h_w$$

$$\Delta P_T = 14.04 \text{ cm liquide}$$

IV.4.1.14) Hauteur de liquide clair:

$$h_{dc} = 55.4 (q/L_w)^{0.67} + 0.1 h_w + (\Delta P_T + 1.66) (\rho_L / (\rho_L - \rho_v))$$

$$h_{dc} = 29.5 \text{ cm}$$

$$h_{dc} = 29.5 \text{ cm} < 0.6 T_s = 36.6 \text{ cm} \Rightarrow \text{dimensions sont satisfaites}$$

alors le diamètre de la 2^{ème} section $D_{T2} = 3.0 \text{ m} (=10 \text{ ft})$

Comparaison des dimensions de la colonne

[ASPEN- Méthode manuelle]

COMPARAISON DES DIMENSIONS DE LA COLONNE CL4

(ASPEN - MANNUEL).

Exemple CL4:

Pour les même données:

- Type de plateau Ballast (valve)
- Nombre de passe 2
- Espacement entre plateau 0,61 m
- Facteur de système 1,0
- Facteur 'engorgement 0,8

On a les résultats suivantes:

	ASPEN		MANUEL	
	Section 1	Section 2	Section 1	Section 2
Diametre de la colonne [m]	2.44	3.87	2.44	30
Longueur d'écoulement [m]	1.456	2.61	1.83	2.52
Aire active par panneau [m ²]	1.86	4.1	1.85	2.36
Aire de descente par panneau [m ²]	0.24	0.91	0.24	0.58
Vitesse de descente [m/s]	0.099	0.103	0.124	0.130
Aire total [m ²]	4.677	11.8	4.66	7.0

Pour la première section on remarque que les dimensions sont très proches sauf pour la vitesse de descente, alors que pour la deuxième section, les dimensions sont différents, ceci peut être expliqué par le fait que le nombre de clapet et le métal de construction sont différents pour les deux résultats.

IV.4.2) Dimensionnement d'un aerorefrigerant [colonne CL4] (15)

a/ Données du fluide chaud:

$$T_1 = 88.5^\circ\text{C} \quad T_2 = 8.3^\circ\text{C} \quad \rho = 424 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Quantité de chaleur nominale } Q_N = 2.286.106 \text{ cal/s} = 9.56 \text{ MW}$$

$$\text{Quantité de chaleur de calcul } Q = 1.1 * Q_N = 10.5 \text{ MW}$$

$$\text{. Débit nominal entrant: } W_{tn} = 34.77 \text{ kg/s}$$

$$\text{. Débit de calcul: } W_t = 1.1 * W_{tn} \Rightarrow W_t = 38.25 \text{ kg/s}$$

$$\text{. Pression opératoire: } P_o = 14 \text{ atm}$$

$$\text{. Perte de charge admissible: } \Delta P_t = 35 \text{ kPa}$$

$$\text{. Facteur d'encrassement: } r_{dt} = 0.0002 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/w}$$

b/ Données sur l'air

$$\text{. Température ambiante (de l'été): } t_1 = 40^\circ\text{C}$$

. Altitude : Niveau de la mer

$$\text{. } C_{p_a} = 1.0 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

c/ Hypothèses de base

. Tirage forcé avec 6 ventilateurs

. Ailette des tubes : 25.4 mm OD avec 15.9mm hauteur 394

. Disposition des tubes: triangulaire de pas 57mm

. Faisceau : 4 passes coté tube, 5 rangés de tubes de longueur $L = 9.14\text{m}$ (30ft)

IV.4.2.1) Estimation du coefficient de transfert global

$$U_x = 27 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

IV.4.2.2) Approximation de la température de sortie d'air

$$\Delta t_a = (U_x / (60 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) + 0.1) \left((T_1 + T_2) / 2 - t_1 \right)$$

$$\Delta t_a = 25.5^\circ\text{C} \Rightarrow t_2 = 65.2^\circ\text{C}$$

IV.4.2.3) Calcul de ΔT_m

$$88.5 \qquad 83.2^\circ\text{C}$$

$$65.2 \qquad 40^\circ\text{C}$$

LTTD = 23.3 $^\circ\text{C}$	GTTD = 43.2 $^\circ\text{C}$
------------------------------	------------------------------

$$\text{LMTD} = (\text{GTTD} - \text{LTTD}) / (2.3 \cdot \log(\text{GTTD}/\text{LTTD}))$$

Comme $N_{\text{passe}} > 3 \Rightarrow$ le facteur de correction de température

$$F = 1$$

$$\Delta T_m = \text{LMTD} \cdot F = \text{LMTD} \Rightarrow \Delta T_m = 32.3^\circ\text{C}$$

IV.4.2.4) Calcul de la surface d'échange

$$A_x = Q / U_x \cdot \Delta T_m$$

$$A_x = 12040 \text{ m}^2$$

IV.4.2.5) Calcul de la section F_a

$$F_a = A_x / \text{APSM}$$

$$\text{APSM} = 148.5 \text{ pour } N_R = 5$$

$$F_a = 81.1 \text{ m}^2$$

IV.4.2.6) Calcul de la largeur de l'unité

$$l = F_a / L = 8.9 \text{ m } (=29\text{ft})$$

IV.4.2.7) Calcul du nombre de tube:

$$N_T = A_x / (\text{APM}) \cdot L = 774.9 \quad \text{avec } \text{APM} = 1.7$$

soit $N_T = 776$ tubes

IV.4.2.8) Vitesse massique coté tube

$$G_t = W_t N_p 10^6 / A_t N_T$$

$$\text{Diamètre extérieur des tubes OD} = 1 \text{ in} \quad A_t = 0.5945 \text{ m}^2 = 383.5 \text{ mm}^2$$

$$\text{(Tube de type 1 in OD 16BWG)} \quad D_i = 22.1 \text{ mm} \quad D_o = 25.4 \text{ mm}$$

$$G_t = 514.1 \text{ kg/s}$$

IV.4.2.9) Nombre de Reynolds

$$N_R = G_t \cdot D_i / \mu = 137550$$

IV.4.2.10) Calcul de la perte de charge coté tube

$$\Delta P_t = f Y L N_p / \phi + N_p B$$

$$f = 0.022, \quad Y = 15 \text{ kPa/m} \quad B = 0.9 \text{ kPa} \quad \phi = 0.98$$

$$\Delta P_t = 16 \text{ kPa} < \Delta P_t \text{ admissible}$$

IV.4.2.11) Coefficient du film coté tube

$$h_t = (1000 \cdot J [k(C_p \mu / k)^{1/3}] \phi^{0.14} \lambda / D_i)$$

$$X = k [C_p \mu / k]^{1/3} = 0.114$$

$$\text{Fig 9-7 } J = 330 \quad \text{alors}$$

$$h_t = 1697.2 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

IV.4.2.12) Quantité d'air nécessaire

$$W_a = Q / (C_{p_a} \cdot \Delta t_a) = 417 \text{ kg/s}$$

IV.4.2.13) Vitesse massique coté air

$$G_a = W_a / F_a = 5.14 \text{ kg/s m}^2$$

IV.4.2.14) Lecture du coefficient de film coté air

pour $G_a = 5.14 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \Rightarrow h_a = 58 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

IV.4.2.15) Coefficient globale de transfert:

$$1/U_x = (1/h_t) (A_x/A_l) + r_{dt} (A_x/A_l) + 1/h_a$$

$$A_x/A_i = (AR \cdot D_o) / D_i \quad AR = 21.4 \text{ m}^2/\text{m}^2 \quad \text{fig 9-9}$$

$$A_x/A_i = 24.6 \text{ m}^2/\text{m}^2$$

$$(U_x)_{cal} = 27.28 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

On remarque que $(U_x)_{cal}$ est légèrement supérieur à

$$(U_x)_{est} = 27 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

alors $U_x = 27.28 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

IV.4.2.16) Surface minimale de ventilateur

N_f nombre de ventilateur : $N_f = 6$

$$FAPF = (0.4 \cdot F_a) / N_f = 5.4 \text{ m}^2$$

IV.4.2.17) Diamètre du ventilateur

$$D_f = (4FAPF/\pi)^{1/2} = 2.62 \text{ m}$$

soit $D_f = 2.74 \text{ m}$ ($9f_t$)

IV.4.2.18) Perte de charge statique de l'air

pour $G_a = 5.14 \text{ kg/s} \cdot \text{m}^2$ $F_p = 46 \text{ Pa}$ (fig 9-10)

A une $T_{moy} = 52.6^\circ\text{C} \Rightarrow D_R = 0.87$ (fig 9-13)

IV.4.2.19) Volume de l'air actuel

$$t_a = 40^\circ\text{C} \Rightarrow D_R = 0.93 \quad ACMS = W_a / (D_R \cdot 1.203 \text{ kg/m}^3)$$

$$ACMS = 373 \text{ m}^3/\text{s} \text{ total}$$

$$ACMS/F = 62.2 \text{ m}^3/\text{s} \text{ par ventilateur}$$

IV.4.2.20) Approximation de la pression totale du ventilateur

$$P_F = \Delta p_a + (0.975 * D_R) [(ACMS / F) / (D_F)^2]^2$$

$$P_F = 326.6 \text{ Pa}$$

IV.4.2.21) Approximation de la puissance par ventilateur

-Puissance du ventilateur

$$P_F = (ACMS / F) (P_F) / \text{Efficacité du vent avec Efficacité du ventilateur} = 0.7$$

$$P_F = 29.0 \text{ kW}$$

-Puissance du moteur

$$P_D = P_F / \text{Efficacité de réduction de vitesse} \quad \text{Efficacité de réduction de vitesse} = 0.95$$

$$P_D = 30.5 \text{ kW}$$

Solution

L'unité est de :

Largeur l = 8.9 m (29ft)

Longueur L = 9.14m (30ft)

Surface d'échange A = 12040 m²

6 ventilateurs de diamètre D_f = 2.74m (9ft)

6 moteurs de puissance 31 kw

Nombre de passe 4

Nombre de rangées 5

IV.4.3) Dimensionnement d'un rebouilleur (colonne CL4) {16}

Nom du fluid	Coté calandre fond de la colonne CL4		Coté tube TORADA TC 32 (19)	
Quantité du fluide [kg/h]	2.75.10 ⁵		10.12.10 ⁵	
-Liquide	2.75.10 ⁵	0.8.10 ⁵	10.12.10 ⁵	10.12.10 ⁵
-Vapeur		1.95.10 ⁵		
Temperature (in/out) [°C]	162.9	165.45	200	180
Densité [kg/m ³]	$\rho_L=475.3$ $\rho_V=45.98$		760	
Capacité calorifique [kJ/kgk]	3.093		2.49	
Conductivité thermique [J/s.m.k]	854.10 ⁻²		1.72	
Viscosité liquide [CP]	8.26.10 ⁻²		1.02	
Chaleur latente [kJ/kg]	234.4			
Pression d'entrée [atm]	14.94 (220 psia)		11.15	
Perte de charge admissible [kpa]	30			
Résistance d'encrasement [m ² °C/w]	0.0002			
Quantité de chaleur échangée [MW]	12.77*1.1=14MW		14 MW	

$P_c = 504$ psia (34.3atm) pression critique du fluide

$\sigma = 3.66$ dyne/cm = $2.51 \cdot 10^{-4}$ lbf/ft tension superficielle

-La quantite de l'huile necessaire

$$W_h = Q / C_{p_h} \cdot \Delta t = 281.1 \text{ kg/s}$$

$$W_h = 10.12 \cdot 10^5 \text{ kg/hr}$$

$$W_h = 0.37 \text{ m}^3/\text{s}$$

IV.4.3.1) Choix des dimensions des tubes

soit les tubes de type 1^{1/2} in OD 16 BWG

$$\text{alors } D_o = 1.5 \text{ in} = 38.1 \text{ mm}$$

$$D_i = 34.8 \text{ mm}$$

$$A_c = 950.7 \text{ mm}^2 \text{ section d'un tube}$$

$$S_t = 0.1197 \text{ m}^2/\text{m} \text{ de longueur } S_t \text{ surface. exterieure du tube par longueur}$$

- Soit la longueur du tube $L = 6.1\text{mm}$ (20ft)
- Soit le nombre de tube $N_T = 1600$ tube avec 4 passes [Il y a 800 tubes en U]

IV.4.3.2) Vérification de la vitesse coté tube

Nombre de tube par passe $N_T/p = 400$

alors la section du passe $A_p = 400 * A_t = 0.38 \text{ m}^2$

Le débit volumique de l'huile $W_h = 0.37 \text{ m}^3/\text{s}$

alors la vitesse $v = W_h/A_p = 0.974\text{m/s}$

$v = 0.974\text{m/s} < 1.5 \text{ m/s}$ bon

IV.4.3.3) Calcul de la surface installée:

$A_o = N_T * \pi L D_o = N_t * L * S_t$

$A_o = 1168.3 \text{ m}^2$

IV.4.3.4) Le flux de chaleur installé:

$q_{in} = Q/A_o = 11983.5 \text{ J/m}^2.\text{s}$

$q_{in} = 4418.4 \text{ BTU/hrft}^2$

IV.4.3.5) Verification du flux de chaleur maximum

$q_{max} = (Q/A_o)_{max} = 123 * \psi * \phi$

$\psi = \rho_v \Lambda [g \cdot \sigma (\rho_L - \rho_v) / \rho_v^2]^{1/4}$

$\phi = k * p / (D_o \sqrt{N_T})$

$\Lambda = 100.5 \text{ BTU/lb}$, $\sigma = 2.51 \cdot 10^{-4} \text{ lb f/ft}$

$\rho_L = 29.6 \text{ lb/ft}^3$ $\rho_v = 2.85 \text{ lb/ft}^3$

$\psi = 6940$

Pour :

$k = 0.359$ pour une disposition carrée

$p = 1.25 D_o$ (pas)

$N_T = 1600$

alors $\phi = 0.0112$

d'où $q_{max} = 9560 \text{ BTU/lbft}^2$

$q_{inst} = 4418.4 \text{ BTU/lbft}^2$ $q_{max} > q_{inst}$ bon

IV.4.3.6) Calcul du coefficient du transfert de chaleur

IV.4.3.6.1) Coefficient de transfert à IV.4.3.1'ébullition ho

$$h_o = 0.00658 P_c^{0.69} (Q/A_o)^{0.7} [1.8 P_r^{0.17} + 4 P_r^{1.2} + 10 P_r^{10}]$$

$$P_r = P_v/P_c = 0.436$$

$$P_c = 504$$

$$Q/A_o = 4418.4 \text{ BTU/lbft}^2$$

$$h_o = 522.2 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_o = 2548 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IV.4.3.6.2) Coefficient de film interne hio (17)

$$h_{io} = h_i \cdot d_i/d_o$$

$$h_i = J_H \cdot P_r^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14} \cdot \lambda/D_i$$

1/ Calcul du nombre de Reynolds

$$Re_t = G_t D_i/\mu$$

$$G_t = W_t/A_p = 2.663.106 \text{ kg/h.m}^2$$

$$Re_t = 25238$$

d'après l'abaque (17) $J_H = 90$

2/ Calcul du nombre de Prandh

$$Pr = Cp \cdot \mu / \lambda = 19.16$$

$$\phi = (\mu / \mu_w)^{0.14} = 0.98$$

$$hi = 789 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\text{Doù } hio = 721 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

3/ Calcul de la resistance de tube r_m

Le métal utilisé pour les tubes étant de l'acier au carbon

$$\text{On a } \lambda_{cs} = 47 \text{ w/m}^\circ\text{C}$$

L'épaisseur des tubes = 1.65mm

$$\text{donc } r_m = e / \lambda_{cs} = 3.5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/w}$$

$$\text{On fait la correction } r_m = (e/\lambda) t = e/\lambda * Do/Di = 4.45 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C.h/kcal}$$

4/ Resistance d'encrassement

$$R_s = 0.0002 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C/w}$$

$$(R_s) t \text{ corrigé} = 2.5510^{-4} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C.h/kcal}$$

IV.4.3.7) Calcul du coefficient du transfert U_o

$$1/U_o = 1/H_o + 1/Hio + (r_m) t + (R_s) t$$

$$U_o = 558.5 \text{ w/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

IV.4.3.8) Surface d'échange thermique requise

$$A'o = Q / (U_o \Delta T_m)$$

Calcul de ΔT_m

$$200 \qquad 180^\circ\text{C}$$

$$165.45 \qquad 162.9^\circ\text{C}$$

$$\text{GTTD} = 34.55^\circ\text{C} \quad \text{LTTD} = 17.1^\circ\text{C}$$

$$\text{LMTD} = 24.84^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_m = \text{LMTD} \cdot F_1 \qquad F_1 = 0.99 \quad (\text{fig 8-2 GPSA})$$

$$\Delta T_m = 24.59^\circ\text{C}$$

$$\text{Donc } A'o = 1019.4 \text{ m}^2$$

La surface requise $A'o <$ surface installée A_o bon

IV.4.3.9) Calcul de l'espace de désengagement:

IV.4.3.9.1) Vitesse critique de l'entraînement:

$$V_c = 0.157 (\rho_L / \rho_v - 1)^{1/2} \quad \text{ft/s}$$

$$V_c = 0.48 \text{ ft/s}$$

$$V_c = 0.147 \text{ m/s}$$

IV.4.3.9.2) Vitesse de la vapeur V_v doit être inférieure à $2.5 V_c$:

$$V_v = W_v / (4 S_v \cdot \rho_v) < 2.5 V_c$$

$$\text{donc } S_v > 0.8 \text{ m}^2$$

$$S_v > 1240 \text{ in}^2$$

Il faut que le diamètre intérieur de la calandre laisse une section $S_v > 1240 \text{ in}^2$

IV.4.3.9.3) Estimation de l'espace alloué à la vapeur:

Pour $P=220$ psia et $M_w= 57.1$

on trouve $W/E = 2200$ lb/h/ft³ d'où $E=195.3$ ft³

$S_v = E/L=1406$ in² > espace de désengagement

IV.4.3.9.4) Calcul du diamètre de la calandre:

9.4.1Diametre du faisceau: (18)

$$D_b = D_o (N_T/k_1)^{1/m}$$

pour deux passe, un pas de $1.25 \cdot D_o$ et une disposition carré

$$K_1=0.156 \quad m=2.291$$

$$D_b=2146 \text{ mm} \Rightarrow D_b=84.5 \text{ in}$$

9.4.2Diametre de la calandre:

$$\Phi_c=84.5+12+2+12$$

$$\Phi_c=110.5 \text{ in } (= 2.8 \text{ m})$$

IV.4.4) Dimensionnement du ballon de reflux [colonne CL4] {20}

IV.4.4.1) Débit entrant au ballon

. Débit massique nominal : $W_n = 76.73 \text{ lb/s}$, $\rho_L = 26.46 \text{ lb/ft}^3$

. Débit massique de calcul $W_c = W_n * k$

k: marge de surdimensionnement = 1.1

$$W_c = 84.40 \text{ lb/ft}^3$$

. Débit volumique $Q_c = 11483.4 \text{ ft}^3/\text{hr}$

. Pression opératoire $P_o = 206 \text{ psia}$

. Température opératoire $T_o = 182^\circ\text{F}$

IV.4.4.2) On spécifie le temps de rétention (ballon plein)

$$t_h = 10 \text{ min}$$

Le volume correspondant $V = t_h \cdot Q_c / 60$

$$V = 1914 \text{ ft}^3$$

IV.4.4.3) Dimensions du ballon

Comme $P_o < 250 \text{ psia} \Rightarrow 1.5 < L/D < 3$ {8}

On prend $x = L/D = 3$

Comme $V = \pi/4 \cdot D^2 \cdot L \Rightarrow D = 9.33 \text{ ft}$

Soit $D = 9.5 \text{ ft}$ alors $L = 28.5 \text{ ft}$

IV.4.4.4) Epaisseur du ballon

IV.4.4.4.1) Pression de calcul

$$P_c = P_o + 10\% \cdot P_o \text{ avec } 10\% P_o > 1 \text{ bar}$$

$$\text{donc } P_c = 231 \text{ psia}$$

IV.4.4.4.2) Virole cylindrique

$$t_v = P_c D / (2 \cdot S \cdot E - 1.2 P_c) + t_c$$

D: Diamètre du ballon

P_c : pression de calcul

t_c : Surepaisseur de corrosion (2/16 in)

S: Coefficient de soudure, radiographie totale (s=1)

E: Contrainte admissible, pour l'acier au carbon E = 17500 psia

$$t_v = 14/16 \text{ in}$$

- Volume de l'acier de la virole

$$V_v = S_v \cdot t_v = \pi D L t_v = 62.0 \text{ ft}^3$$

IV.4.4.4.3) Fond elliptique

$$t_f = P_c D / (2 S E - 0.2 P_c) + t_c$$

$$t_f = 14/16 \text{ in}$$

- Volume de l'acier des fonds

$$V_f = 2 \cdot S_f \cdot t_f$$

$$V_f = 14.35 \text{ ft}^3$$

IV.4.4.5) Masse de l'acier du ballon

Le métal utilisé est l'acier au carbon de masse volumique

$$\rho_m = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$m_b = (V_f + V_v) \rho_m$$

$$m_b = 37409.5 \text{ lb (16.98 tonnes)}$$

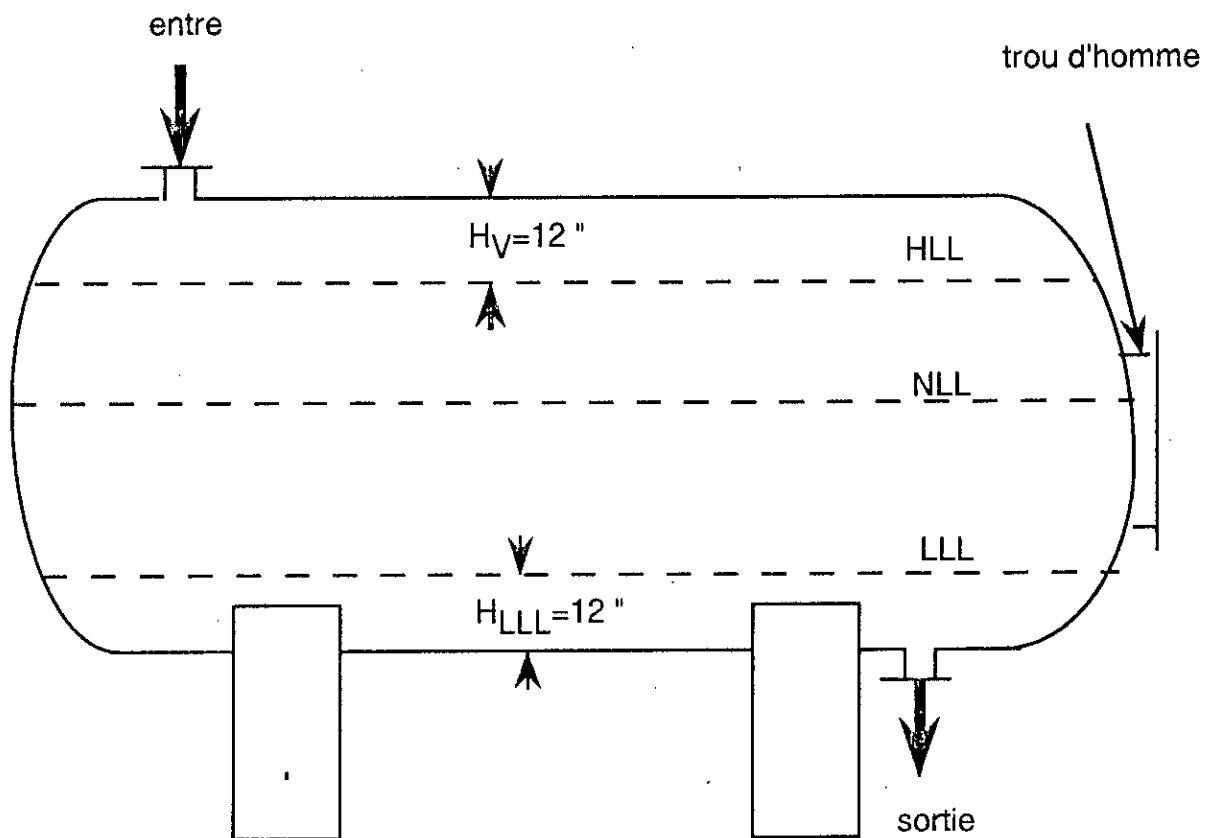


FIG.(10) BALLON DE REFLUX COLONNE CL4

IV.4.5) Dimensionnement du ballon de reflux [colonne CL1] {20}

IV.4.5.1) Débit entrant au ballon

- . Débit massique nominal : $W_n = 16.76 \text{ lb/h}$, $\rho_L = 30 \text{ lb/ft}^3$
- . Débit volumique nominal $Q_n = 56.10^3 \text{ ft}^3/\text{h}$
- . Débit volumique de calcul, on prend la marge de surdimensionnement 1.1

$$Q_c = 61.6.10^3 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

- . Pression opératoire $P_o = 95.7 \text{ psia}$
- . Température opératoire $T_o = 117.7^\circ\text{F}$

IV.4.5.2) On spécifie le temps de rétention (ballon plein)

$$t_h = 10 \text{ min}$$

Le volume correspondant $V = t_h \cdot Q_c / 60$

$$V = 10.3.10^3 \text{ ft}^3$$

IV.4.5.3) Dimensions du ballon

Comme $P_o < 250 \text{ psia} \Rightarrow 1.5 < L/D < 3$ (8)

On prend $x = L/D = 3$

Comme $V = \pi/4 \cdot D^2 \cdot L \Rightarrow D = 16.35 \text{ ft}$

Soit $D = 16.5 \text{ ft}$ alors $L = 49.5 \text{ ft}$

IV.4.5.4) Epaisseur du ballon

IV.4.5.4.1) Pression de calcul

$$P_c = P_o + 10\%.P_o \text{ avec } 10\%.P_o > 1 \text{ bar}$$

Comme $10\%.P_o < 1\text{bar}$ alors on prend 1 bar de sécurité

$$\text{donc } P_c = 110.2\text{psia}$$

IV.4.5.4.2) Virole cylindrique

$$t_v = P_c D / (2.S.E - 1.2 P_c) + t_c$$

D: Diamètre du ballon

P_c : pression de calcul

t_c : Surepaisseur de corrosion (2/16 in)

S: Coefficient de soudure, radiographie totale (s=1)

E: Contrainte admissible, pour l'acier au carbon E = 17500psia

$$t_v = 12/16 \text{ in}$$

- Volume de l'acier de la virole

$$V_v = S_v . t_v = \pi D L t_v = 160.4 \text{ ft}^3$$

IV.4.5.4.3) Fond elliptique

$$t_f = P_c D / (2SE - 0.2P_c) + t_c$$

$$t_f = 12/16 \text{ in}$$

- Volume de l'acier des fonds

$$V_f = 2 * S_f . t_f$$

$$V_f = 37.1 \text{ ft}^3$$

IV.4.5.5) Masse de l'acier du ballon

Le métal utilisé est l'acier au carbon de masse volumique

$$\rho_m = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$m_b = (V_f + V_v) \rho_m$$

$$m_b = 96775 \text{ lb (43.93 tonnes)}$$

IV.4.5.6) COMPARAISON DE CALCUL D'EQUILIBRE [BALLON DE REFLUX CL1] (17)

Tout système en équilibre peut être caractérisé par les paramètres suivants:

- Pression, températures, composition des phases, quantité de phases.

Mais tous ces paramètres ne sont pas indépendants, il suffit de s'en fixer deux pour définir l'équilibre.

- Calcul du point de bulle du liquide:

On écrit que la bulle de vapeur emise à une composition molaire y_i , telle que $\sum y_i = 1$

$$\sum y_i = \sum K_i x_i = 1$$

La composition du liquide x_i étant connue, cette équation en K_i ne dépend que de deux paramètres: pression et température. Si on fixe la pression, alors la température de bulle est déterminée par approximation successive.

Soit la pression de service du ballon $P = 6,5 \text{ atm}$

Soit la composition du mélange Z_i :

propane C_3	0.0124
Isobutane iC_4	0.9820
n-butane nC_4	0.0053

Les K_i sont obtenus par le nomogramme de SCHEIBEL & JENNY.

$X_i=Z_i$	P= 6.5 atm	1er hyp: 50°C		2ème hyp: 45°C		3ème hyp: 47°C		4ème hyp: 48°C		ASPEN plus: T=47.61	
		$Y_i=K_iX_i$	K_i	$Y_i=K_iX_i$	K_i	$Y_i=K_iX_i$	K_i	$Y_i=K_iX_i$	K_i	$Y_i=K_iX_i$	K_i
0.0124	C3	0.0267	2.15	0.0295	1.98	0.0248	2.0	0.0260	2.10	0.02456	1.975
0.9820	iC4	0.992	1.01	0.913	0.93	0.933	0.95	0.962	0.98	0.9684	0.986
0.0053	nC4	0.0033	0.79	0.0037	0.70	0.0039	0.75	0.0040	0.76	0.00405	0.763
		1.022		0.941		0.962		0.992		0.996	

On remarque que pour la 4^{ème} iterraction $y_i = 1$ donc la température de bulle $T_b = 48^\circ\text{C}$, alors la valeur calculer par ASPEN $T_b = 47,6^\circ\text{C}$ donc les deux valeurs sont proches.

IV.4.6) Dimensionnement du ballon de separation liquide-vapeur [FL1] (20)

Débit total entrant $W = 15.15 \text{ lb/s}$

Débit de calcul $W_c = W * 1.1 = 16.7 \text{ lb/s}$

$\rho_v = 1.37 \text{ lb/ft}^3$ $\rho_L = 30.44 \text{ lb/ft}^3$ $P_o = 779 \text{ psia}$ $T_o = 131^\circ \text{F}$

IV.4.6.1) Débit volumique de la vapeur

$Q_v = 5.42 \text{ ft}^3/\text{s}$

IV.4.6.2) Débit volumique du liquide

$Q_L = 130 \text{ ft}^3/\text{min}$

IV.4.6.3) Sélection du temps de retention niveau bas-niveau normal

$T_H = 5 \text{ min}$

d'où le volume de retention $V_H = T_H * Q_L \Rightarrow V_H = 650 \text{ ft}^3$

IV.4.6.4) Sélection du temps de retention niveau haut-niveau normal

$T_S = 3 \text{ min}$

d'où le volume $V_S = T_S * Q_L \Rightarrow V_S = 390 \text{ ft}^3$

IV.4.6.5) Calcul de la vitesse verticale terminale de la vapeur

$U_T = K \sqrt{(\rho_L / \rho_v)} - 1$

Calcul de K :

Comme $40 < P_o < 5500 \text{ psi}$, et avec éliminateur de brouillard

$K = 0.43 - 0.023 \ln(P)$

$K = 0.28 \text{ ft/s}$

Alors $U_t = 1.29 \text{ ft/s}$ Soit $U_v = 0.75 U_T \Rightarrow U_v = 0.97 \text{ ft/s}$

IV.4.6.6) Calcul du diamètre interieur du ballon

$DV_D = (4Q_v / \pi U_v)^{1/2} \Rightarrow DV_D = 2.7 \text{ ft}$

Puisqu'il y a un éliminateur de brouillard on ajoute 4 in pour le support

donc $D_v = 3\text{ft}$

IV.4.6.7) La hauteur du niveau bas du liquide:

$$H_{LLL} = 6 \text{ in}$$

IV.4.6.8) La hauteur du niveau NLL au niveau LLL

$$H_H = V_H / ((\pi/4) (D_v^2))$$

$$H_H = 92 \text{ ft}$$

IV.4.6.9) La hauteur du niveau NLL au niveau HLL

$$H_s = V_s / ((\pi/4) (D_v^2))$$

$$H_s = 55 \text{ ft}$$

NB: On remarque que les dimensions ne sont pas réaliste [D/L < 0.01], donc on sélectionnera un rapport L/D et un diamètre D, de tel sorte que (L/D) est = (H_T/D)

IV.4.6.10) Sélection du rapport L/D et le diamètre D:

Puisque $P > 500 \text{ psia}$ alors $4 < L/D < 6$

Soit $L/D = 5$ et $D_v = 7 \text{ ft}$ d'où $L = 35 \text{ ft}$

IV.4.6.11) La hauteur HH:

$$HH = 16.9 \text{ ft}$$

IV.4.6.12) La hauteur H_s:

$$H_s = 10.13 \text{ ft}$$

IV.4.6.13) Calcul de H_{LIN} (Hauteur du niveau HLL jusqu'à l'axe central de la tubulure d'entrée du flux d'alimentation) :

$$H_{LIN} = 12 + d_N \quad (\text{avec d'éclecteur})$$

$$d_N > [4 \cdot Q_m / (\pi \cdot 60 / \sqrt{\rho_m})]^{1/2}$$

$$Q_m = Q_L + Q_v = 7.59 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho_m = \lambda \cdot \rho_L + \rho_v(1-\lambda)$$

$$\lambda = Q_L / (Q_L + Q_v) = 0.29$$

donc $\rho_m = 9.8 \text{ lb/ft}^3$ d'où $d_N > 8.5 \text{ in}$

soit $d_N = 12 \text{ in}$ alors $H_{LIN} = 24 \text{ in}$

IV.4.6.14) La hauteur de désengagement:

$$H_D = 0.5 \cdot DV \Rightarrow H_D = 3.5 \text{ ft}$$

IV.4.6.15) Hauteur de l'éliminateur de brouillard (HME):

On prend 6 in pour la hauteur du démister et 1 ft du démister jusqu'à la ligne de soudure supérieure $HME = 1.5 \text{ ft}$

IV.4.6.16) La hauteur totale du ballon (HT)

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_s + H_{LIN} + H_D + HME$$

$$H_T = 34.53 \text{ ft}$$

$$\text{alors } H_T/D = 4.93 \approx 5$$

donc les dimensions sont satisfaisantes, puisque

$(L/D)_{\text{est}} = (L/D)_{\text{cal}}$. alors les dimensions du ballon sont:
ballon vertical avec éliminateur de brouillard et déflecteur,
de diamètre $DV = 7 \text{ ft}$ et hauteur $L = 35 \text{ ft}$

IV.4.6.17) Calcul de la vitesse verticale terminale de la vapeur:

$$U_v = 4 \cdot Q_v / (\pi \cdot DV_D^2)$$

$$DV_p = DV - 4 \text{ in} \Rightarrow DV_D = 6.67 \text{ ft} \quad \text{d'où } U_v = 0.16 \text{ ft/s}$$

IV.4.6.18) Calcul de l'épaisseur du ballon:

IV.4.6.18.1) Pression de calcul:

$$P_c = 1.1 P_o \Rightarrow P_c = 857 \text{ psia}$$

IV.4.6.18.2) Epaisseur de la virole cylindrique

$$t_v = P_c \cdot D_v / (2 \cdot S \cdot E - 1.2 P_c) + t_c$$

D_v : Diamètre du ballon

P_c : pression de calcul

t_c : Surepaisseur de corrosion (2/16 in)

S : Coefficient de soudure, radiographie totale ($s=1$)

E : Contrainte admissible, pour l'acier au carbon.

$$E = 17500 \text{ psia}$$

$$t_v = 36/16 \text{ in}$$

- Volume de l'acier de la virole

$$V_v = S_v \cdot t_v = \pi D \cdot L \cdot t_v = 144.3 \text{ ft}^3$$

IV.4.6.18.3) Fond elliptique

$$t_f = P_c D / (2SE - 0.2P_c) + t_c$$

$$t_f = 35/16 \text{ in}$$

- Volume de l'acier des fonds

$$V_f = 2 \cdot S_f \cdot t_f$$

$$V_f = 19.5 \text{ ft}^3$$

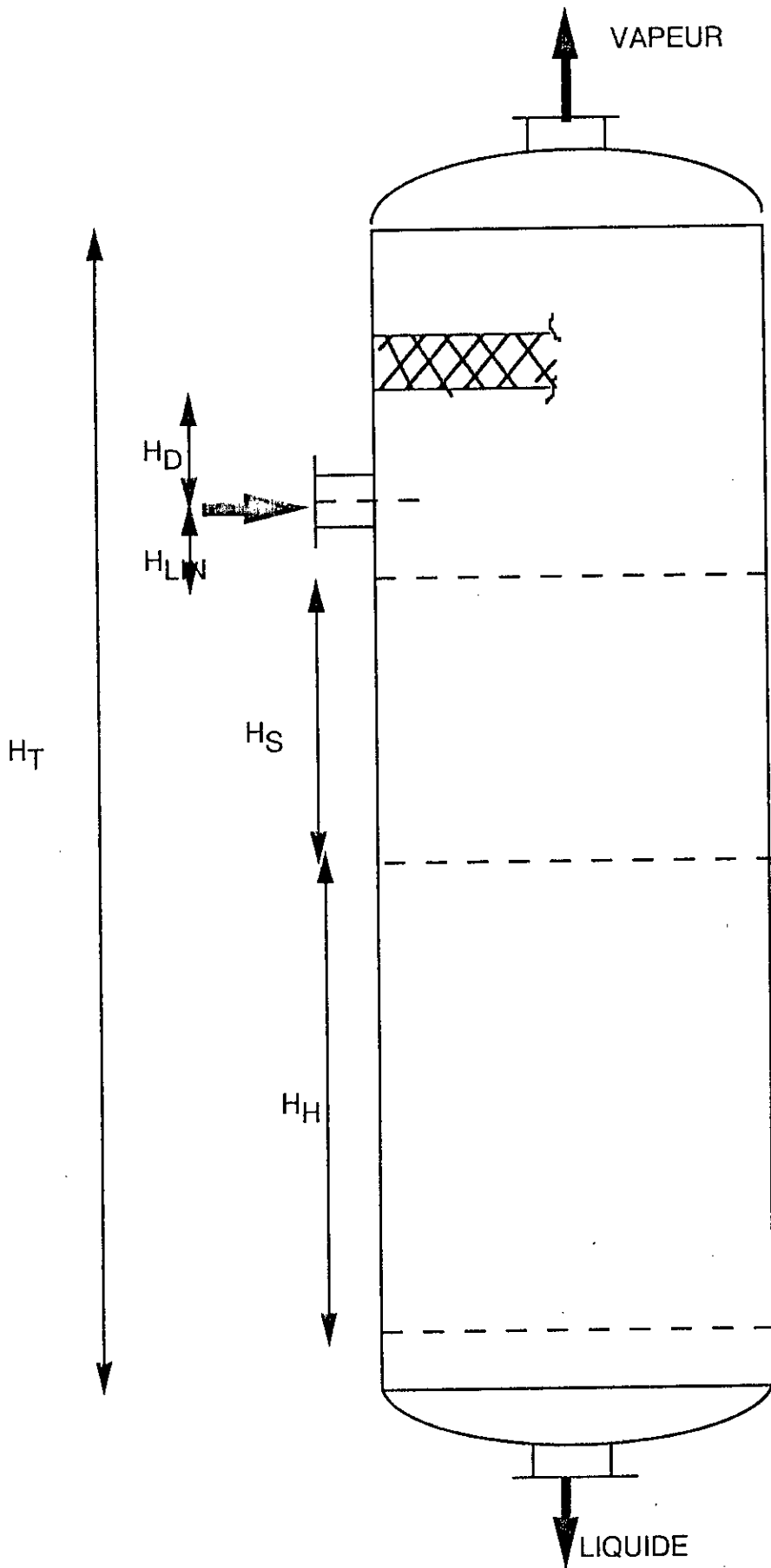
IV.4.6.19) Masse de l'acier du ballon

Le métal utilisé est l'acier au carbon de masse volumique

$$\rho_m = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$m_b = (V_f + V_v) \rho_m$$

$$m_b = 80262 \text{ lb} \quad (36.43 \text{ tonnes})$$



FIG(11) BALLON DE SEPARATION LIQUIDE-VAPEUR

IV.4.7) Dimensionnement de la pompe de reflux [colonne CL4] {15}

IV.4.7.1) Debit du liquide

-Debit volumique nominal $Q_N = 10.43 \cdot 10^3 \text{ ft}^3/\text{h}$ SpGr = 0.424

-Debit volumique de calcul : On prend la marge de surdimensionnement 1.2

$Q_c = 12.5 \cdot 10^3 \text{ ft}^3/\text{h}$ ce qui correspond à $Q_c = 1561 \text{ gpm}$

IV.4.7.2) Calcul de la puissance hydraulique (hydraulic horsepower)

$\text{hydhp} = Q_c \cdot \Delta P / 1714$

ΔP : difference de pression entre l'aspiration et le refoulement.

IV.4.7.2.1) Pression absolue coté aspiration:

-Pression de reflux		= 206.8 psia
-Elévation	7.5 ft	= + 1.38 psi
-Friction	conduites	= - 0.25 psi
	vannes	= - 0.20 psi
-Pasp		= 206.73 psia

IV.4.7.2.2) Pression absolue coté refoulement:

-Colonne		= 213.15 psia
-Elévation	91.7ft	= + 16.82 psi
-Friction	conduites	= + 3.7 psi
	vannes	= + 2 psi
	orifices	= + 1.2 psi
	clapet anti-retour	= + 1.0 psi
	vanne de controle	= + 20 psi
-Prf		= 257.87 psia

$\Delta P = P_{rf} - P_{asp} = 51.14 \text{ psi}$

$h = \Delta P \cdot 2.31 / \text{SpGr} = 278.6 \text{ ft}$

-Facteur de securité 10%	27.9 ft
-la difference de la hauteur requise	306.5 ft

alors $\text{hydhp} = Q_c \cdot \Delta P / 1714 = Q_c \cdot h \cdot \text{SpGr} / 3960$
 $\text{hydhp} = 51.2 \text{ Chv}$

IV.4.7.3) La puissance actuelle:

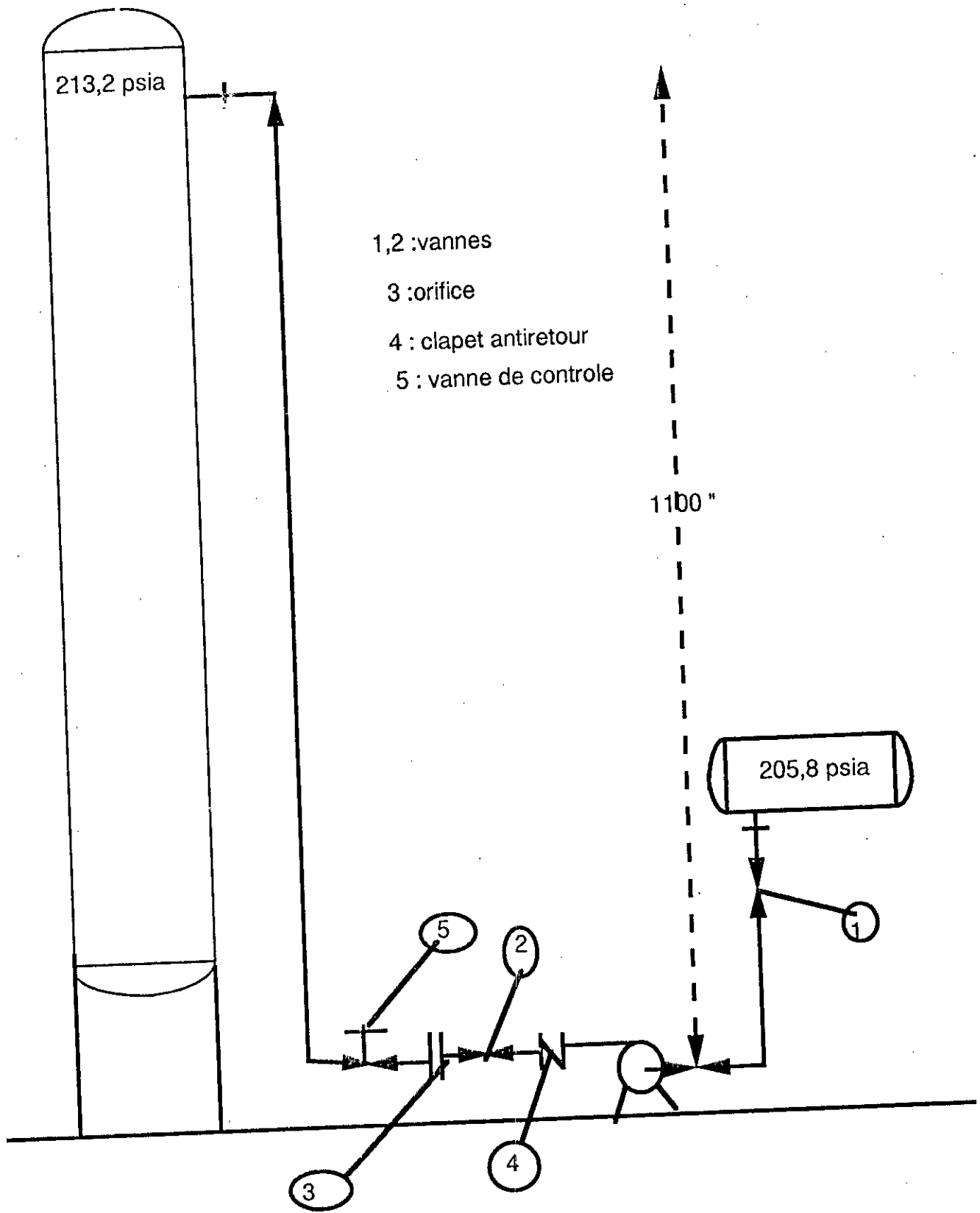
bhp = $\frac{\text{hydhp}}{e}$ e: efficacité de la pompe = 0.65

bhp = 78.8 Chv = 58.74 kw

IV.4.7.4) Calcul de NPSHA

-Pression de reflux		= 206.8 psia
-Elévation	7.5 ft	= + 1.38 psi
-Friction	conduites	= - 0.25 psi
	vannes	= - 0.20 psi
-Tension de la vapeur		= - 206.8 psi
-NPSHA		= 0.93 psi

soit NPSHA = 5.1 ft



FIG(12) POMPE DE REFLUX COLONNE CL4

IV.4.8) Dimensionnement du reacteur de synthese du MTBE {17}

-Debit massique nominal $G_N = 1.4 \cdot 10^5$ kg/h

-Debit massique de calcul $G = 1.1 \cdot G_N = 1.54 \cdot 10^5$ kg/h

$\rho_f = 455.4$ kg/m³ $\mu = 0.11$ cP

IV.4.8.1) Calcul de la masse du catalyseur:

$m_c = G/PPH$ soit le $PPH = 15$

donc $m_c = 10266.7$ kg

IV.4.8.2) Volume du lit catalytique

-Les particules du catalyseur ont une forme spherique de diametre $D_p = 2$ mm

-le coefficient du vide $\varepsilon = 0.4$

-Masse volumique de la particule $\rho_p = 800$ kg/m³

$$V_1 = m_c / \rho_p (1 - \varepsilon) \Rightarrow V_1 = 21.39 \text{ m}^3$$

IV.4.8.3) Calcul de la perte de charge:

$$\Delta P/L = (f' / 1.271 \cdot 10^{12}) [(1 - \varepsilon) / \Phi_s]^{(1+d)} * (G^2 / \varepsilon^3 * \rho_f * D_p)$$

f' : Coefficient de friction modifier est determine par fig A.II.1 en fonction du Reynolds modifier

$$R'_o = D_p * G / \mu = 10100 \Rightarrow f' = 1.7589$$

d : exposant determine par fig A.II.1 ($d=0$)

Φ_s : facteur de forme ($\Phi_s = 1$)

$$\text{alors } \Delta P/L = 0.3378 \text{ (bar/m)}$$

Pour que $\Delta P \leq 2$ bar il faut que $L \leq 5.92$ m soit $L = 5.9$ m

donc $\Delta P = 1.99$ bar

IV.4.8.4) Diametre de la virole

$$V_1 = \pi/4 * D^2 * L \Rightarrow D = 2.15 \text{ m}$$

IV.4.8.5) Volume du reacteur:

$$V_r = 1.3 * V_1 \Rightarrow V_r = 27.8 \text{ m}^3 \text{ d'où } h = 7.86 \text{ m}$$

EVALUATION ECONOMIQUE

V) EVALUATION ECONOMIQUE

V.1) DEFINITION DES ELEMENTS DE CALCUL ECONOMIQUE:

V.1.1) LES INVESTISSEMENTS:

Le montant des investissements est la somme totale que doit dépenser une société pour réaliser un projet industriel afin d'effectuer les divers opérations qui s'y rapportent.

V.1.1.1) LES INVESTISSEMENTS EN LIMITE DES UNITES DE FABRICATION: (Battery limits investments)

Ils correspondent au coût des équipements nécessaires pour effectuer l'opération au frais de préparation du site et au montage.

V.1.1.2) LES FRAIS D'ENGINEERING(Engineering fees)

Il représente la rémunération de ces services, on peut les considérer comme un pourcentage des investissements relatifs aux divers constructions.

V.1.1.3) LE STOCK DES PIECES DE RECHANGE:(Spare parts)

Toute nouvelle installation doit comporter un stock de pièces de rechange pour faire face aux incidents mécaniques susceptibles de se produire.

V.1.1.4) LES REDEVANCES: (royalties)

La société qui a effectué la recherche, le développement et la mise au point industrielle de la technique ou du produit impliqué dans un projet, détient des droits de licence d'exploitation qu'elle peut céder à un exploitant éventuel moyennant une certaine rétribution.

V.1.1.5) LES CHARGES INITIALES DE CATALYSEUR, SOLVANT ET PRODUITS CHIMIQUES (initial load of...)

Pour mettre l'installation en état de fonctionnement, il faut engager des dépenses complémentaires qui portent sur des produits chimiques indispensables à la mise en route.

V.1.1.6) LES FRAIS DE DEMARRAGE: (Start up expenses)

Le démarrage d'une unité est en général effectué sous la responsabilité technique du détenteur du procédé, avec l'assistance du personnel affecté par l'entreprise utilisatrice au fonctionnement normal des installations, ainsi qu'avec les responsables de la société d'engineering qui ont étudié le projet. Les frais correspondants à ces services sont à la charge de l'utilisateur qui rémunère le détenteur de procédé et l'engineering pour l'assistance qu'il lui apporte.

V.1.1.7) LE FOND DE ROULEMENT: (working capital)

N'est pas en soit un investissement au même titre que les autres, il correspond à une immobilisation temporaire, liée au fonctionnement des installations et donnant lieu à une récupération éventuelle à un niveau voisin de sa valeur initiale.

V.1.2) LES CHARGES FIXES: (fixed costs)

Ce sont des dépenses annuelles dont le calcul s'effectue à partir des investissements de l'unité, elles sont appelées fixes parceque constantes pour une capacité de traitement donné, qu'elle que soit la quantité effectivement produite. Il comprend les principaux postes suivants:

V.1.2.1) L'AMORTISSEMENT: (Dépréciation)

Il correspond à la récupération du capital investi, non compris le fond de roulement.

V.1.2.2) LES INTERETS: (Interests)

Le financement d'un projet se traduit par l'immobilisation de somme d'un montant égale à l'investissement global, qui peut être emprunté, ces immobilisations de capitaux s'accompagnent toujours d'une compensation.

V.1.2.3) L'ENTRETIEN: (Maintenance)

Ces frais sont le plus souvent un pourcentage de l'investissement des unités, qui varient suivant la nature des technologies employées.

V.1.2.4) LES FRAIS GENERAUX, USINE ET LES DEPENSES DE SIEGE: (Over heads)

Les frais imputables aux éléments improductifs d'une usine doivent être supportés par les éléments productifs de l'usine.

V.1.3) LES CHARGES VARIABLES:

Ces charges sont appelées variables, parcequ'elles sont proportionnelles à la production réelle de l'unité et non à sa capacité nominale.

V.1.3.1) LES PRODUITS REACTIFS:

On distingue:

- Les dépenses qui sont calculées à partir du bilan de matière de l'installation (matière première, produits, co-produits et sous-produits).

- Les dépenses qui résultent de l'emploi de produit chimique.

V.1.3.2) LES UTILITES: (Utilities)

C'est la fourniture à une installation de ses besoins énergétiques (électricité, combustible,...)

V.1.3.3) LES FRAIS DIVERS:

- Les dépenses de régénération de certain catalyseur.
- Les redevances de type " ruming ".

V.1.4) LA MAIN D'OEUVRE: (Labor)

La rubrique main d'oeuvre ne comprend en généralement que les dépenses relevant du personnel de quart, en porte sur les installations. Il ne comprend pas les frais extérieurs à la limite des unités de fabrication.

V.2) EVALUATION Du PROJET

L'évaluation de la rentabilité économique d'un projet consiste à établir le bilan recettes - dépenses de l'installation de production. L'évaluation et le choix d'un projet suivent donc les règles et les critères économiques; elle consiste d'une étude des marchés des produits considéré ce qui déterminera les ventes exceptées et d'autre part du coût d'opération du procédé.

Au niveau de l'entreprise des critères économiques ordinairement utilisés sont les suivant:

- Le temps (la durée) de remboursement (POT)
- Le bénéfice actualisé
- Le taux de rentabilité interne
- Le taux de rotation du capital investi

On s'intéresse à calculé le temps de remboursement (POT)

V.2.1) Temps de remboursement

$$POT = I / (B(1-a) - A)$$

I: l'investissement

B: bénéfices bruts annuel

a: taux de l'impôt sur les bénéfices

A: amortissement annuel.

V.2.1.1) Calcul des bénéfices bruts annuel

$$B=V-C$$

V: volume des ventes pour un prix 0.867\$/gal MTBE

le volume des ventes $V=15.3 \cdot 10^8$ \$

C: coût opératoire

C=charges variables+charges fixes+main d'oeuvre

$$C=CHV+CHFIX+MOV$$

a/ Charges variables

CHV=coûts matières premiers + coûts d'utilités

pour un prix 0.4\$/gal méthanol ,et 0.47\$/gal d'isobutène

on trouve le coût de la matière première $=14.18 \cdot 10^8$ \$

Le coût d'utilité= 24500 \$

d'ou $chv=14.2 \cdot 10^8$ \$

b)Main d'oeuvre $MOV=8 \cdot 10^5$ \$

c)Charges fixes

CHFIX=Amortissement+INTERets+ENTretien

c-1)AMORTISSEMENT

c-1-1)Investissements en limites des unités de fabrication I_1

.Equipements principal : $I_{11}=1.8 \cdot 10^6$ \$

.Equipements secondaire : $I_{12}=1.42 \cdot 10^6$ \$

.Montage et génie civil: $I_{13}=4.48 \cdot 10^5$ \$

.Frais indirects du chantier : $I_{14}=9.93 \cdot 10^5$ \$

.Les imprévus : $I_{15}=2 \cdot 10^6$ \$

donc $I_1 = \sum I_{1i} = 6.66.10^6 \$$

c-1-2) Services généraux et stockage $I_2 = 0.411 = 2.66.10^6 \$$

c-1-3) Engineering $I_3 = 7.4.10^5 \$$

c-1-4) Stock de pièces de rechange $I_4 = 0.37.10^5 \$$

c-1-5) Redevance $I_5 = 2.10^5 \$$

c-1-6) Livre de procédé $I_6 = 2.10^5 \$$

c-1-7) Frais d'achat du terrain $I_7 = 10^6 \$$

alors le capital fixe $CFIX = I_1 + I_2 + \dots + I_7 = 11.5.10^6 \$$

c-1-8) Charges initiales (catalyseur): $I_8 = 1.68.10^5 \$$

c-1-9) Intérêts intercalaires: $I_{10} = 1$ moi des frais opératoires (CHV+MOV) = $1.18.10^8 \$$

alors le capital amortissable

$CAAM = CFIX + I_8 + I_2 + I_{10} = 1.194.10^8 \$$

D'ou l'amortissement $A = CAAM / (\text{durée de vie de l'unité} = 20)$

$A = 5.97.10^6 \$$

c-1-10) Fond de roulement $FORO = 60.4.10^6 \$$

alors l'investissement de l'unité de synthèse du MTBE

$I = CAAM + FORO = 1.8.10^8 \$$

c-2) INTERETS

$INT = i * I / 2$ ou i : taux d'intérêt réel = 0.05

$INT = 4.5.10^6 \$$

c-3) ENTRETIEN

$ENT = a_2 (I - dI)$

$dI = I_1 + I_2$

a_2 : taux d'entretien ($a_3 = 3\%$ pour complexe pétrochimique)

$ENT = 5.1.10^6 \$$

alors les charges fixes $CHFIX = A + INT + ENT = 1.56.10^7 \$$

d) Coût opératoire

Le coût opératoire $C = CHV + CHFIX + MOV$

$C = 14.36.10^8 \$$

En déduit les bénéfices bruts annuel $B=V-C=0.94.10^8\text{\$}$

alors le temps de remboursement

$$POT = I / (B(1-a) - A) \quad \text{avec } a = 0.6$$

$$POT = 4.13 \text{ ans} \quad \text{soit } POT = 4.2 \text{ ans}$$

CONCLUSION

VI) CONCLUSION

Nous avons présenté au début de cette étude, un examen du marché de MTBE, qui montre l'augmentation continue de la demande pour ce produit, donc des capacités de production supplémentaires sont justifiées.

Le procédé industriel choisi a été fait en se basant sur:

-La disponibilité en matière première.

La fiabilité du procédé de point de vue technique et économique.

La simulation du procédé a été fait par le logiciel ASPEN PLUS, elle nous a permis d'obtenir les bilans de matière et de chaleur, qui sont indispensables pour le calcul des équipements.

Le dimensionnement des équipements majeurs de l'unité de synthèse du MTBE est obtenu par le calcul manuel et à l'aide du logiciel, ensuite les coûts des équipements sont calculés sur la base de leurs dimensions.

L'évaluation économique nous a donnée les éléments de calcul économique tel que:

- Coût d'investissement (180 MM \$)
- Coût opératoire (1436 MM \$)
- Volume de vente (1530 MM \$)
- Amortissement (6 MM \$)

Ces derniers sont indispensables pour déterminer le temps de remboursement du projet, qui est le critère économique choisis pour notre étude. La valeur de la durée de remboursement (moins de cinq ans), nous permet de recommander d'investir dans cette activité.

REFERENCES
BIBLIOGRAPHIQUES

BIBLIOGRAPHIE :

- (1) - A. CHAUVEL
Procédés de pétrochimie
ed. tehniq. Paris 1975
- (2) - M. PREZLJ
Pool octane via oxygenates
Hydrocarbon processing sept 1987
- (3) - B. TORCK
Le MTBE ex-butanes pour les essences sans plomb
IFP rapport: 37802 fev. 1990
- (4) - M. WARTIN
Les éthers méthyliques: propriétés et production
ed. techniq. Paris 1987
- (5) - G. FABVIER
Contribution des éthers à la constituants des carburants
non polluants.
Pétrole et technique n°340 Avril 1988
- (6) - TECNON Srl Parpinelli
MTBE market study
Oil and petrochimiccal consulting services Mars 1993
- (7) - P.R. SARATHY
Etherify field butanes
hydrocarbon processing Fev. 1993
- (8) - BROWN & Root
Overview of MTBE synthesis
Engineering consulting services Avril 1994.
- (9) - M. ORIANI
Hydrocarbon processing 1981

- (10) - SONATRACH
Cahier des charges pour une étude sur l'optimisation de
l'utilisation du MTBE 1993
- (11) - ASSEN PLUS
User guide 1988
Costing manuel 1990
Column design and rating 1988
- (12) - H. MOKHBAT
Simulation d'un procédé de production d'éthanol à partir
de déchets de dattes H.C.R 1988
- (13) - J. PRAUSNITE
The properties of gases and liquides
ed. MC.Graw Hill 1977
- (14) - J. BACKHURST, J.H. HRKER
Process plant design
Americcan Elservier Pub. Co. Inc 1973
- (15) - Gas Processors Suplliers association (GPSA) 1990
- (16) - A. GRANGE
Cours d'échanges thermiques "Rebouilleur"
ENSPM IAP Avril 1984
- (17) - P. WUITHIER
Le pétrole raffinage et genie chimique t_1 & t_2
ed. Techniq. Paris 1972
- (18) - J. COULSON
Chemical engineering t_6
Oxford Pergamon Press 1986
- (19) - NAFTEC TORADA TC 32 (ARZEW) 1993

(20) - W.D. MONNERY SVRCCEK

Design two phase separators within the right limits
Chemical engineering progress Oct 1993

(21) - O. RENTZ

L'optimisation des procédés de production du génie
chimique
IAP Nov 1980

(22) - A. CHAUVEL

Manuel d'évaluation économique des procédés avant projet
ed. Techniq. Paris 1975.

ANNEXES

RESULTATS DE LA SIMULATION

RESULTATS DE SIMULATION DE L'UNITE DE PRODUCTION DU MTBE							
Stream ID		C4F	ISOC4A	ISOC4E	MEOHF	MTBEP	C4RC
From			CL1	CL3		CL5	RISO
To		HT1	HT4	MX1	MX1		HT1
Phase		LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR
Substream: MIXED							
Mole Frac							
C3A		.0118000	.0124343	4.72273E-3	0.0	6.0544E-15	0.0
NC4A		.6115000	5.31325E-3	.0344488	0.0	1.18595E-6	.3962347
IC4A		.3720000	.9819996	.4538101	0.0	1.91585E-7	.6037647
NC5A		1.20000E-3	2.4252E-19	0.0	0.0	0.0	1.50921E-7
IC5A		3.26000E-3	4.1598E-16	0.0	0.0	0.0	4.67689E-7
IC4E		0.0	0.0	.4672618	0.0	2.01662E-8	0.0
MTBE		0.0	0.0	.0115007	0.0	.9847135	0.0
MEOH		0.0	0.0	.0282541	.9900000	6.90631E-3	0.0
TBA		0.0	0.0	1.23908E-6	0.0	8.37882E-3	0.0
H2O		2.40000E-4	2.52901E-4	4.37590E-7	.0100000	0.0	0.0
H2		0.0	0.0	2.6666E-13	0.0	0.0	0.0
Total Flow	KMOL/HR	1150.000	1091.336	1945.596	950.0000	867.8764	1078.437
Total Flow	KG/HR	66712.44	63230.77	1.10361E+5	30306.83	76064.71	62682.43
Total Flow	L/MIN	2267.485	2195.941	6402.573	843.4259	2723.474	35101.34
Temp	C	50.00000	47.60974	133.6035	25.00000	172.0454	184.2814
Pres	ATM	6.800000	6.500000	33.02500	8.000000	15.50000	16.90000
Vfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1.000000
Lfrac		1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	0.0
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-34931.03	-35950.49	-20122.34	-57989.63	-69569.22	-27117.06
Enthalpy	CAL/GM	-602.1469	-620.4904	-354.7435	-1817.747	-793.7647	-466.5428
Enthalpy	CAL/SEC	-1.1159E+7	-1.0898E+7	-1.0875E+7	-1.5303E+7	-1.6772E+7	-8.1233E+6
Entropy	CAL/MOL-K	-103.0283	-106.1142	-79.13821	-60.09926	-134.9648	-82.38662
Entropy	CAL/GM-K	-1.776018	-1.831486	-1.395154	-1.883875	-1.539910	-1.417443
Density	MOL/CC	8.45283E-3	8.28298E-3	5.06462E-3	.0187726	5.31109E-3	5.12059E-4
Density	GM/CC	.4903557	.4799063	.2872837	.5988835	.4654883	.0297626
Avg MW		58.01082	57.93884	56.72363	31.90193	87.64463	58.12341

RESULTATS DE SIMULATION DE L'UNITE DE PRODUCTION DU MTBE							
Stream ID		S2	S3	S4	S6	S7	S8
From		CL1	CL2	HT2	HT4	RDH2	HT5
To		CL2	HT2	RISO	RDH2	HT5	FL1
Phase		LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED
Substream: MIXED							
Mole Frac							
C3A		5.3594E-15	5.4205E-15	5.4205E-15	9.99024E-3	6.86920E-3	6.86920E-3
NC4A		.9991303	.9935588	.9935688	.0337550	.0232096	.0232096
IC4A		6.35855E-3	6.43064E-3	6.43064E-3	.9087043	.3124086	.3124086
NC5A		1.21376E-3	7.42102E-8	7.42102E-8	1.2386E-19	0.0	0.0
IC5A		3.29743E-3	4.86497E-7	4.86497E-7	2.1244E-16	0.0	0.0
IC4E		0.0	0.0	0.0	9.18257E-3	.3187225	.3187225
MTBE		0.0	0.0	0.0	.0106526	7.32469E-3	7.32469E-3
MEOH		0.0	0.0	0.0	.0265103	.0182283	.0182283
TBA		0.0	0.0	0.0	1.13752E-6	7.82150E-7	7.82150E-7
H2O		0.0	0.0	0.0	1.20363E-3	8.27605E-4	8.27605E-4
H2		0.0	0.0	0.0	2.1687E-13	.3124086	.3124086
Total Flow	KMOL/HR	1137.101	1124.277	1124.277	2136.965	3107.899	3107.899
Total Flow	KG/HR	66164.11	65346.80	65346.80	1.22972E+5	1.22972E+5	1.22972E+5
Total Flow	L/MIN	2334.947	2283.892	31482.04	2.37597E+6	3.45719E+6	12941.43
Temp	C	66.88615	63.88267	150.0000	540.0000	540.0000	55.00000
Pres	ATM	7.500000	7.000000	17.00000	1.000000	1.000000	53.00000
Vfrac		0.0	0.0	1.000000	1.000000	1.000000	.3424153
Lfrac		1.000000	1.000000	0.0	0.0	0.0	.6575847
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-33771.24	-33859.17	-27122.43	-13446.80	-193.3616	-16002.93
Enthalpy	CAL/GM	-580.3947	-582.5393	-466.6352	-233.6748	-4.886892	-404.4475
Enthalpy	CAL/SEC	-1.0667E+7	-1.0574E+7	-8.4703E+6	-7.9820E+6	-1.6693E+5	-1.3815E+7
Entropy	CAL/MOL-K	-101.7341	-102.0321	-84.27389	-53.07579	-24.14790	-62.43951
Entropy	CAL/GM-K	-1.748408	-1.755438	-1.449913	-.9223363	-.6102980	-1.578055
Density	MOL/CC	8.11653E-3	8.20439E-3	5.95195E-4	1.49901E-5	1.49828E-5	4.00252E-3
Density	GM/CC	.4722741	.4768673	.0345947	8.62607E-4	5.92830E-4	.1583693
Avg MW		58.18668	58.12341	58.12341	57.54494	39.56740	39.56740

RESULTATS DE SIMULATION DE L'UNITE DE PRODUCTION DU MTBE					
Stream ID		S9	S10	S12	S13
From		FL1	MX1	RSYN	CL4
To		CL3	RSYN	CL4	CL5
Phase		LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID
Substream: MIXED					
Mole Frac					
C3A		8.74510E-3	3.17328E-3	4.57939E-3	5.00449E-7
NC4A		.0328094	.0231467	.0334033	1.93441E-3
IC4A		.4331949	.3049220	.4400369	4.99993E-3
NC5A		0.0	0.0	0.0	0.0
IC5A		0.0	0.0	0.0	0.0
IC4E		.4455477	.3139605	9.96777E-3	2.07007E-4
MTBE		.0109486	7.72752E-3	.4506396	.9222518
MEOH		.0268978	.3437880	.0566368	.0629909
TBA		1.17959E-6	8.32554E-7	3.62584E-3	7.61540E-3
H2O		8.11057E-4	3.28114E-3	1.11041E-3	7.3607E-16
H2		.0410441	1.7917E-13	2.5856E-13	6.7248E-28
Total Flow	KMOL/HR	2043.707	2895.596	2006.494	954.9940
Total Flow	KG/HR	1.11166E+5	1.40668E+5	1.40668E+5	80500.02
Total Flow	L/MIN	3777.462	6794.789	4613.860	2826.224
Temp	C	55.00000	99.81777	100.0000	166.2933
Pres	ATM	53.00000	15.00000	14.90000	14.96000
Vfrac		0.0	.0233111	0.0	0.0
Lfrac		1.000000	.9766888	1.000000	1.000000
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-22763.16	-32546.13	-52846.27	-68611.66
Enthalpy	CAL/GM	-418.4837	-669.9490	-753.8005	-813.9590
Enthalpy	CAL/SEC	-1.2923E+7	-2.6178E+7	-2.9454E+7	-1.8201E+7
Entropy	CAL/MOL-K	-85.32362	-71.70501	-115.6242	-129.8365
Entropy	CAL/GM-K	-1.568611	-1.476019	-1.649266	-1.540286
Density	MOL/CC	9.01711E-3	7.10249E-3	7.24807E-3	5.63174E-3
Density	GM/CC	.4904799	.3450392	.5081360	.4747207
Avg MW		54.39437	48.58001	70.10643	84.29375

RESULTATS DE SIMULATION DE L'UNITE DE PRODUCTION DU MTBE							
Stream ID		C4SPT	FG1	FG2	HYDR	MEOHRC	S1
From		CL4	CL2	CL3	FL1	CL5	HT1
To		HT4					CL1
Phase		LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	LIQUID	VAPOR
Substream: MIXED							
Mole Frac							
C3A		7.43934E-3	2.4493E-22	.0900002	3.26668E-3	5.48599E-6	6.08947E-3
NC4A		.0634401	.6000000	3.04856E-4	4.77393E-3	.0311934	.5073238
IC4A		.8322051	3.84026E-5	.0247922	.0804470	.0548079	.4841610
NC5A		0.0	.1076184	0.0	0.0	0.0	6.19341E-4
IC5A		0.0	.2923432	0.0	0.0	0.0	1.68257E-3
IC4E		.0187665	0.0	.0151927	.0751636	2.26904E-3	0.0
MTBE		.0217710	0.0	2.39199E-9	3.65167E-4	.3000005	0.0
MEOH		.0541796	0.0	1.87192E-6	1.57905E-3	.6217135	0.0
TBA		2.32477E-6	0.0	7.3394E-15	1.88896E-8	1.01806E-5	0.0
H2O		2.19592E-3	0.0	3.47983E-4	8.59385E-4	0.0	1.23854E-4
H2		4.4323E-13	0.0	.8693600	.8335450	0.0	0.0
Total Flow	KMOL/HR	1045.628	12.82382	96.48733	1064.192	87.11759	2228.437
Total Flow	KG/HR	59740.73	817.3087	775.6335	11805.32	4435.312	1.29395E+5
Total Flow	L/MIN	2332.708	28.73465	1146.791	9163.965	151.3276	1.23922E+5
Temp	C	85.03442	81.52805	8.743337	55.00000	140.5428	60.00000
Pres	ATM	14.00000	8.000000	32.80000	53.00000	14.60000	7.000000
Vfrac		0.0	0.0	1.000000	1.000000	0.0	1.000000
Lfrac		1.000000	1.000000	0.0	0.0	1.000000	0.0
Sfrac		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Enthalpy	CAL/MOL	-35977.44	-35896.54	-3295.594	-3020.393	-57035.00	-30430.81
Enthalpy	CAL/GM	-629.7049	-563.2276	-409.9656	-272.2737	-1120.271	-524.0790
Enthalpy	CAL/SEC	-1.0450E+7	-1.2787E+5	-88328.63	-8.9286E+5	-1.3802E+6	-1.8837E+7
Entropy	CAL/MOL-K	-98.14184	-108.0417	-15.50023	-18.49221	-77.77538	-89.23840
Entropy	CAL/GM-K	-1.717754	-1.695207	-1.928199	-1.666982	-1.527650	-1.536863
Density	MOL/CC	7.47078E-3	7.43807E-3	1.40228E-3	1.93547E-3	9.59482E-3	2.99710E-4
Density	GM/CC	.4268339	.4740553	.0112725	.0214705	.4884891	.0174027
Avg MW		57.13382	63.73362	8.038709	11.09322	50.91178	58.06530