

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de La Recherche Scientifique
Ecole Nationale Polytechnique



Département génie chimique

Projet de fin d'étude

Thème



Présenté par :

GUERZI Chafik

Dirigée par:

M^{me} MEFTI

Année Universitaire 2005/2006

REMERCIEMENTS

« Mes plus vifs remerciements vont à l'ensemble du personnel du Complexe Matières Plastiques de SKIKDA et plus particulièrement aux responsables de l'unité Polyéthylène.

Aussi, je remercie mon Encadreur Mme MEFTI, pour les conseils éclairés qu'elle m'a prodiguée tout au long de la réalisation de ce mémoire.

Mes reconnaissances ainsi que mes respects vont également au Professeur C.E.CHITOUR, pour m'avoir fait l'honneur d'accepter la présidence du Jury

Mes remerciements s'adresse également à Mme MEZIANI pour avoir accepté de faire partie de ce Jury

Mes remerciements vont également à l'ensemble de mes professeurs de l'Ecole Nationale Polytechnique ».

العنوان: الحقن الجانبي

ملخص:

الهدف من هذه الدراسة هو تحقيق الاكتفاء في السوق الداخلي للمواد الترموبلاستيكية خاصة مضاعف الإيثيلين المنخفض الكثافة.

من أجل هذا اقترحنا إمكانية رفع الإنتاج لـ (PEbd) على مستوى وحدة الإنتاج بسكيكدة (CP1K). هذه الزيادة في الإنتاج يمكن التحصل عليها برفع نسبة التحويل للمفاعل.

الطريقة الأكثر فعالية بالنسبة لنا هي « الحقن الجانبي » التي تسمح برفع نسبة التحويل من 16 إلى 28 % و هذا ما يسمح لنا برفع سعة الوحدة بنسبة 25 إلى 48 % حسب نوعية المنتج.

Résumé :

Le présent travail a pour but de satisfaire le marché algérien en produits thermoplastiques, notamment en polyéthylène basse densité en étudiant la possibilité d'augmenter la production de cette matière au niveau de l'unité de polyéthylène de Skikda (CP₁/K).

La production peut être augmentée par l'augmentation du taux de conversion du réacteur.

« L'injection latérale » nous semble être la méthode la plus appropriée car elle permet un taux de conversion de 28% au lieu de 16 %, ce qui signifie une augmentation de la capacité de production de l'unité allant de 25 à 48%, selon la qualité du produit.

Mots-clé : Polyéthylène basse densité, injection latérale.

Title: "The side gate"

Abstract:

This work aims at satisfying the Algerian market in thermoplastic products, especially in low-density polyethylene by studying the possibility of increasing its production in the polyethylene unit of Skikda (CP1/K). The production can be increased by increasing the conversion rate of the reactor. "The side gate" seems to be the most suitable method because it gives a conversion rate of 28% instead of 16 %, which means an increase in the output of the unit going from 25 to 48%, depending on the product quality.

Key-words: low-density polyethylene, side gate.

Liste des symboles

Compresseur :

DCP : Decanoile peroxyde.

P_a : Pression à l'aspiration.

P_r : Pression au refoulement.

T_{a_1} : Température a l'aspiration du premier étage.

T_{a_2} : Température a l'aspiration du deuxième étage.

T_{a_3} : Température a l'aspiration du troisième étage.

Q_v : Débit volumique a l'aspiration.

$Q_m = \dot{m}$: Débit massique

ρ : Masse volumique.

P_r : Pression réduite

T_r : Température réduite

T_c : Température critique.

T_a : Température absolue.

τ : Taux de compression.

P_1 : pression au refoulement du premier étage

P_2 : Pression au refoulement du deuxième étage.

P_3 : pression au refoulement du troisième étage.

r : Taux de compression dans chaque étage.

T_1 : température au refoulement du premier étage.

T_2 : Température au refoulement du deuxième étage.

T_3 : Température au refoulement du troisième étage.

Z_2, Z_1, Z_3 : Coefficient de compressibilité des étages 1, 2 et 3.

V_1, V_2, V_3 : Débits volumique au refoulement des étages 1, 2, 3.

Q_1, Q_2, Q_3 = quantité de chaleur des étages 1, 2, 3..

ΔS : l'entropie.

C_p : chaleur spécifique.

P_{eff} : puissance effective du compresseur.

P_M : puissance du moteur.

Les échangeurs :

Q : quantité de chaleur.

M : débit massique de l'éthylène.

M' : débit massique de l'eau.

C_p : chaleur spécifique de l'éthylène.

C_p' : chaleur spécifique de l'eau.

$DTLM$: différence de température logarithmique moyenne.

U_s : coefficient de transfert sale.

U_p : coefficient de transfert propre.

N_t : nombre de tube.

T_c, t_c : Températures caloriques

h_i : Coefficient du film interne.

ρ : Masse volumique

λ : Conductivité thermique.

μ : Viscosité.

Re_t : nombre de reynolds.

T_t : température du tube.

F : coefficient de friction.

R_s : résistance d'encrassement.

Les ballons :

D : diamètre du ballon.

R : rayon du ballon.

H : la hauteur du ballon.

SOMMAIRE

	Page
Introduction.....	1
Chapitre I- Généralité sur les polymères	
1. Définition du polymère.....	3
2. Procèdes de polymérisation.....	3
2.1 Procède de polymérisation en masse	4
2.2 Procède de polymérisation en solution.....	5
2.3 Procède de polymérisation en suspension.....	6
2.4 Procède de polymérisation en émulsion	6
3. Polyéthylène.....	8
3.1 Polyéthylène basse densité (PEbd).....	9
3.2 Polyéthylène haute densité (PEhd).....	9
3.3 Autres types de polyéthylène.....	10
4. Procèdes de synthèse de polyéthylène.....	11
4.1 Procède de polymérisation sous haute pression.....	11
4.1.1 Chimie de la polymérisation.....	12
4.1.2 Généralités sur les propriétés des polyéthylènes basse densité	14
4.1.3 Conditions opératoires.....	15
4.1.4 Section de compression.....	17
4.1.5 Réacteurs autoclaves	17
4.1.6 Réacteurs tubulaires	18
4.1.7 Comparaison des procédés autoclave et tubulaire.....	20
4.2 Procède de polymérisation sous basse pression.....	22
4.2.1 Généralités sur les propriétés des polyéthylènes haute densité	22
4.2.2 Les catalyseurs.....	24
4.2.3 Les procédés	28
4.2.4 Polymérisation.....	31
4.2.5 Récupération du polymère.....	33
Chapitre II- Présentation de l'entreprise et du Complexe	
1. Présentation de l'entreprise ENIP	34

2. Organisation de l' ENIP	35
3. Présentation du complexe CP1K	36
3.1 Historique	36
3.2 Situation géographique du Complexe	36
3.3 Objectif du complexe CP1/K	37
3.4 Principales installations du CP1K	38
3.5 Bilan matière du complexe.....	41
3.6 Organisation du complexe	42

Chapitre III- Description et fonctionnement de l'unité polyéthylène

1. Introduction.....	43
2. Préparation et mise en fonction des matières premières.....	43
3. Variable du procédé indépendantes	48
4. Description du procédé.....	49
4.1 Compression	50
4.1.1 Compression primaire	50
4.1.2 Compresseur secondaire.....	51
4.1.3 Recyclage basse pression.....	51
4.2 Section de polymérisation de C ₂ H ₄	52
4.2.1 Polymérisation.....	52
4.2.2 Séparation à haute pression	54
4.2.3 Recyclage à haute pression	54
4.2.4 Séparation à basse pression.....	55
4.3 Section extrusion et coupe.....	55
4.4 Section homogénéisation, stockage et expédition.....	56
4.4.1 Homogénéisation.....	56
4.4.2 Stockage, ensachage, chargement en vrac.....	56
5. Chimie du procédé.....	58
6. Mécanisme réactionnel.....	59
6.1 Réaction d'amorçage (ou d'initiation).....	59
6.2 Réaction de propagation.....	60
6.3 Réaction de terminaison.....	61
6.4 Réaction de transfert de chaîne.....	62
7. Les avantages et les inconvénients du PEbd.....	62

7.1 Les avantages.....	62
7.2 Les inconvénients	62
8. Les applications du PEbd	63
9. Laboratoire d'analyses	64

Chapitre IV- Marché du polyéthylène

1. Etude du marché.....	69
-------------------------	----

Chapitre V- Injection latérale

1. Injection latérale	73
2. Description du procédé :.....	74

Chapitre VI- Calculs de l'installation

1. Compresseur.....	76
1.1 Choix du compresseur.....	76
1.2 Calcul de Q_v (débit volumique à l'aspiration)	76
1.3 Taux de compression.....	77
1.4 Taux de compression dans chacun des étages	77
1.5 Calcul des pressions de refoulement dans chaque étage.....	77
1.6 Calcul des températures de refoulement des étages.....	78
1.7 Calcul des débits volumiques de refoulement des étages.....	78
1.8 Calcul de la quantité de chaleur dégagée par le cylindre dans chaque étage.....	79
1.9 Calcul du débit d'eau distillée nécessaire pour refroidir les cylindres...	81
1.10 Calcul de la puissance effective du compresseur.....	82
1.11 Calcul de la puissance du moteur	83
2. Echangeur inter étage 1-2.....	86
2.1 Bilan thermique	86
2.2 Calcul de la DTLM	86
2.3 Nombre de passes	87
2.4 Choix de l'appareil	87
2.5 Choix du fluide a l'intérieur du faisceau et la calandre.....	88
2.6 Détermination de U_s de l'appareil	88

2.7	Température calorique	88
2.8	Calcul du coefficient de transfert propre U_p	89
2.9	Vérification de la résistance d'encrassement	91
2.10	Perte de charge	91
3.	Echangeur inter étage 2-3.....	92
3.1	Bilan thermique	92
3.2	Calcul de la DTLM	92
3.3	Nombre de passes.....	93
3.4	Choix de l'appareil	93
3.5	Choix du fluide a l'intérieur du faisceau et la calandre	94
3.6	Détermination de U_s de l'appareil	94
3.7	Température calorique	94
3.8	Calcul du coefficient de transfert propre U_p	95
3.9	Vérification de la résistance d'encrassement	97
3.10	Perte de charge	97
4.	Echangeur final	98
4.1	Bilan thermique	98
4.2	Calcul de la DTLM	98
4.3	Nombre de passes	99
4.4	Choix de l'appareil	99
4.5	Choix du fluide a l'intérieur du faisceau et la calandre	100
4.6	Détermination de U_s de l'appareil	100
4.7	Température calorique	100
4.8	Calcul du coefficient de transfert propre U_p	101
4.9	Vérification de la résistance d'encrassement	103
4.10	Perte de charge	103
5.	Calcul du ballon d'aspiration.....	104
6.	Ballon de refoulement premier étage	106
7.	Ballon de refoulement deuxième étage	108

Chapitre VII- Sécurité des installations de polyéthylène

1.	Introduction.....	110
----	-------------------	-----

2. Sécurité du réacteur.....	110
3. Sécurité des produits chimiques	111
4. Sécurité des Peroxydes.....	111
Conclusion.....	112
Annexe.....	114
Bibliographie.....	133

INTRODUCTION

Le pétrole et le gaz, étant des matières premières, elles sont utilisées dans de très grandes proportions dans l'industrie pétrochimique et le raffinage, aussi le Complexe pétrochimique de Skikda, CP1/K, producteur essentiellement de deux (02) matières plastiques, le polyéthylène et le polychlorure de vinyle (PVC).

Le souci constant, au niveau de ce complexe, restera la maîtrise des procédés et par la même l'augmentation de la production, pour mieux satisfaire le marché en produits thermoplastiques sachant que le marché intérieur (algérien) est demandeur de PEBD.

Nous avons considéré la possibilité d'augmentation de la production du PEBD au niveau de l'unité polyéthylène de Skikda (CP1/K),

Cette augmentation de production, peut être obtenue par l'augmentation du taux de conversion du réacteur.

Le réacteur de l'unité polyéthylène du CP1/K présentant un taux de conversion assez bas, d'où la nécessité de déterminer les variables opératoires optimales ainsi que la configuration possible qui influence la performance du réacteur tout en maintenant les propriétés du produit dans les limites requises.

L'amélioration des performances, selon les publications, peut être obtenue par une injection latérale d'initiateurs et du mélange éthylène / Initiateurs.

Pour la réalisation de cette performance, l'étude prend en considération les éléments suivants :

- L'installation de compression.
- La longueur du réacteur à additionner ainsi que le point d'injection de l'éthylène et du peroxyde.
- La pompe d'injection de la solution de peroxyde.
- La vérification du séparateur haute pression ne sera pas sous/dimensionner.
- La vérification de l'extrudeuse est en mesure d'accomplir sa tâche

- La vérification de la capacité de la soufflante d'air de transport et de Ventilation.

Sachant la complexité et l'étendue de cette étude, qui entre autre demandera beaucoup de temps, nous avons dans notre cas, axé tout le travail sur l'installation de compression, tout en ayant comme objectif l'atteinte d'un taux de conversion de 28 % à 30 % au niveau du réacteur.

CHAPITRE I

I. Généralité sur Les Polymères

1. Définition du polymère :
2. Procèdes de polymérisation :
3. Polyéthylène :
4. Procèdes de synthèse de polyéthylène :

1. Définition du polymère :

Le terme **polymère** est utilisé pour désigner des macromolécules constituées par l'assemblage d'un grand nombre de **motifs unitaires**. Ces motifs peuvent être arrangés suivant un enchaînement unidimensionnel constituant des chaînes linéaires (polymères linéaires) ou bien reliés entre eux pour former un réseau tridimensionnel (polymère réticulé).

La réaction d'assemblage s'appelle polymérisation.

La polymérisation est une réaction de jonction (addition) de petites molécules simples pour former des grosses molécules dont l'ensemble constitue le polymère. [1]

Du point de vue des réactions chimiques, il existe deux modes de jonction/

La polyaddition: C'est une réaction de jonction par ouverture de liaison. Elle concerne les molécules insaturées (ou cycliques).

Polycondensation: Elle se fait par élimination des petites molécules (H_2O , HCl ...) à partir des monomères comportant un ou des groupement fonctionnels.

2. Procèdes de polymérisation :

Chaque fois que la quantité de polymère à produire le justifie, les procédés continus sont préférés aux procédés discontinus. Ainsi, les différents types de polyéthylène sont fabriqués par des procédés continus alors que certains polymères hautes performances et pratiquement tous les polymères à haute valeur ajoutée, tel que les verres poly méthacrylate, sont obtenus par des procédés discontinus.

Quel que soit le type de polymérisation, polyaddition ou polycondensation, la synthèse industrielle des polymères est effectuée selon quatre méthodes principales connues sous les noms de polymérisation **en masse, en solution, en suspension et en émulsion**. Les procédés en masse, en solution ou en milieu fondu sont très souvent des procédés monophasiques alors que les procédés en suspension, en émulsion, les polycondensations interfaciales et les polymérisations haute pression sont des procédés multiphasiques. [1]

2.1 Procède en masse

Le procédé en masse est très souvent employé dans le cas des réactions de polycondensation. La réaction a lieu en milieu homogène à une température suffisante pour que monomères ou précurseurs et polymères soient fondus. Pour des réaction de polycondensation équilibrées, par exemple dans le cas de la préparation des polyesters, l'équilibre est déplacé dans le sens de l'estérification en éliminant en continu l'eau formée soit par un barbotage de gaz inerte soit en faisant le vide dans le réacteur. L'élévation de la température de polycondensation permet également une meilleure élimination des sous produits légers et accélère la réaction ; ainsi dans le cas de la production du nylon 6,6 de $MP > 20000$ la température du réacteur est portée de 200 à 250°C ce qui entraîne une augmentation du taux de conversion de 50 à 99%.

La polycondensation en masse permet d'obtenir un polymère directement utilisable qui ne contient pas de sous produits ni de solvant. Cependant les temps de réaction sont élevés, se mesurent en heures et l'opération nécessite une importante dépense d'énergie pour le chauffage et la mise sous vide des réacteurs.

Dans le cas des réaction de polyaddition, le procédé en masse conduit à des polymères de masses moléculaires élevées ayant de bonnes propriétés mécaniques mais le dégagement thermique est important ce qui rend difficile le contrôle de la réaction et la polymérisation de grandes quantités de monomère. Pour les réactions de polymérisation, l'initiateur est directement ajouté dans le monomère. Suivant la solubilité ou l'insolubilité du polymère dans son propre monomère la réaction aura lieu en phase homogène ou hétérogène.

Si le polymère est soluble dans le monomère le milieu reste homogène mais sa viscosité croît avec l'avancement de la réaction. Pour un meilleur contrôle du dégagement thermique et du DP la réaction est généralement effectuée en deux étapes.

2.2 Procédés en solution

Dans les procédés en solution l'emploi d'un solvant permet une meilleure dissipation de la chaleur de réaction.

En polycondensation le mélange de départ comprend des précurseurs, le ou les catalyseurs, un solvant ou des mélanges de solvants. Suivant la solubilité des monomères, du polymère et du catalyseur dans le solvant, la réaction se déroule en phase homogène. Si les précurseurs sont répartis dans deux phases non miscibles, la réaction se produit à la surface de séparation des deux phases ; la polycondensation est dite **inter facial**. Par exemple, à une solution aqueuse alcaline d'hexaméthylène diamine, l'adjonction d'une solution organique du chlorure de l'acide adipique donne à l'interface un film de PA 6.6 (nylon 6.6). Ce film peut être tiré en continu ; il se forme en effet en permanence au fur et à mesure de son extraction. La polycondensation inter faciale est très rapide mais cette méthode n'est applicable que pour des monomères très réactifs, généralement chers. Ce procédé est peut développé à l'échelle industrielle.

Pour les réactions de polyaddition, suivant que le polymère et le catalyseur sont solubles ou insolubles dans le milieu réactionnel, les procédés différent. Ainsi, la synthèse du PEhd linéaire peut être réalisée en solution dans un solvant hydrocarboné soit en présence d'oxydes métalliques (procédé philipps) soit en présence de catalyseurs de type Ziegler (procédé Ziegler). Dans le procédé philipps l'initiateur CrO_3 déposé sur Al_2O_3 est insoluble et il doit être séparé à chaud de la solution du polymère. Dans le procédé Ziegler, le catalyseur résultant d'une réaction entre TiCl_4 et $\text{Al}(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{Cl}$ forme une suspension. Ce catalyseur doit être détruit avant filtration et récupération du polymère.

Les procédés en solution nécessitent des équipements complexes et onéreux pour la récupération et la purification du solvant. De plus il est toujours difficile d'éliminer totalement le solvant du polymère. Toutefois, lorsque la solution obtenue est directement utilisable (colles, peintures, etc.) ce type de procédé est beaucoup plus facile à exploiter.

2.3 Procédé en suspension

Les procédés en suspension sont essentiellement utilisés dans des polyadditions radicalaires. Le monomère est dispersé un liquide, l'eau en général, qui est non solvant du monomère et du polymère. Le monomère forme une suspension de gouttelettes de diamètres variant entre 10 et 100 μm .

Dans le mélange réactionnel constitué de 10 à 25% de monomère, on ajoute le système initiateur qui **n'est soluble que dans le monomère**. Chaque gouttelette de la suspension se comporte alors comme un système isolé de réaction en masse ; le diluant, l'eau, permet seulement un bon transfert de la chaleur de réaction. En cours de réaction la viscosité du milieu varie peu avec la conversion. Pour éviter l'agglomération des gouttelettes en cours de polymérisation on ajoute des agents de suspension hydrosolubles tels que l'alcool polyvinylique et on maintient une vive agitation mécanique. En fin de réaction, la suspension est lavée et les particules de polymère sous forme de perles de diamètre de 1000 μm sont séparées et séchées.

De nombreux monomères peuvent être polymérisés par cette technique. Le styrène, le méthacrylate de méthyle, l'acétate de vinyle, l'acrylonitrile, le chlorure de vinyle en dépit de sa volatilité, sont des exemples de monomères industriellement polymérisés en suspension.

2.4 Procédés en émulsion

Les procédés en émulsion sont surtout utilisés dans le cas des réactions de polyaddition. Le monomère doit être insoluble ou peu soluble dans le milieu dispersant, l'eau en général, et être polymérisable par des radicaux libres.

Le monomère est maintenu sous forme d'émulsion micellaire grâce à un agent tensioactif et à une agitation énergique. Le système catalytique est **soluble dans l'eau**, milieu dispersant, et non plus dans le monomère comme dans le procédé en suspension.

Les molécules d'agent émulsifiant (savon) constituées d'une chaîne lipophile et d'un groupe terminal hydrophile s'assemblent pour constituer des micelles. Le monomère, composé hydrophobe, ajouté à cette suspension va se rassembler en partie dans la micelle qui gonfle légèrement pour atteindre des

diamètres de l'ordre de 0.01µm. L'excès de monomère se retrouve sous forme de gouttelettes en suspension (diamètre=100µm) entourées par des molécules de savon ; une faible fraction de monomère peut être dissoute dans la phase aqueuse. Les micelles de monomère présentent une surface de contact avec l'eau beaucoup plus importante que les gouttelettes et vont donc capter plus facilement les radicaux libres générés dans la phase aqueuse.

3. Polyéthylène :



Le Polyéthylène a été synthétisé pour la première fois en 1933 dans les laboratoires d'Impérial Chemical Industries. La fabrication industrielle de ce Polyéthylène sous haute pression a débuté en 1943 aux Etats- Unis.

Depuis son développement a été considérable. Pour obtenir ce Polyéthylène, dit haute pression ou basse densité, deux types de procédés ont été utilisés qui diffèrent par le réacteur :

- Le procédé autoclave.
- Le procédé tubulaire.

En 1954, Ziegler a synthétisé un Polyéthylène linéaire sous basse pression grâce à un système catalytique résultant de combinaisons d'halogénures de titane et d'alkyl aluminium. A la même époque, Phillips Petroleum synthétise le Polyéthylène linéaire par catalyse avec des combinaisons basées sur les oxydes de molybdène.

Plusieurs types de procédés sont utilisés basés sur des catalyseurs Ziegler, Phillips, Amoco. Ces procédés se classent en trois catégories en fonction de la phase dans laquelle s'effectue la polymérisation : solution, « slurry » (bouillie), vapeur.

Le principal problème qui se pose lors de la polymérisation de l'Éthylène est d'éliminer les calories dégagées par la réaction fortement exothermique. Chaque gramme d'éthylène polymérisé libère de l'ordre de 800 calories. Si cette chaleur n'était pas éliminée, la température de polyéthylène en fin de polymérisation serait de 1000°C supérieure à la température de départ ; cela n'est pas possible puisque le polyéthylène et l'éthylène se décomposent à 1200°C pour donner carbone, méthane et hydrogène. Ces réactions sont accélérées par leur propre dégagement de chaleur, ce qui peut créer des réactions explosives. [2]

Il existe sur le marché plusieurs types de polyéthylènes qui diffèrent par leur degré de cristallinité et leur densité ;

Ces deux derniers paramètres traduisent des imperfections de structure, principalement des ramifications latérales qui perturbent l'enchaînement principal $(\text{CH}_2 - \text{CH}_2)_n$. Les polyéthylènes produits industriellement se classent en deux catégories :

3.1 Polyéthylènes basse densité (PEbd) :

Obtenus par des procédés opérant sous haute pression, plus de 1000 bars ; leur degré de cristallinité est inférieur à 80% et leur densité est comprise entre $0,91$ et $0,94 \text{ g/cm}^3$.

3.2 Polyéthylènes haute densité (PEhd) :

Synthétisés en utilisant des procédés opérant à basse pression (1 à 200 bars). Les densités des produits varient de $0,95$ à $1,97 \text{ g/cm}^3$, ce qui correspond à des taux de cristallinité supérieurs à 75%.

Le tableau (1) représente les caractéristiques moyennes des polyéthylènes et en particulier l'évolution de ces derniers avec la densité.

Quelques caractéristiques permettent de juger de manière empirique le comportement des produits lors des opérations de transformations :

Melt Index mesure la facilité d'écoulement du polymère à haute température : il est inversement proportionnel à la masse moléculaire moyenne du polymère.

Melt Viscosity est une fonction de la masse moléculaire de la courbe de distribution des ramifications longues.

propriétés	Lorsque la densité croît	Lorsque le melt index croît	Lorsque la poly molecularité augmente
Résistance à l'abrasion	+	-	-
Résistance à la fragilité	-	-	-
Résistance chimique	+	-	
Dureté	+	-	
Transparence	-	-	
Viscosité à l'état fondu	-	-	
Perméabilité	-	+	
Température de ramollissement	+		+
Module d'élasticité	+	-	
Expansion thermique	-		
Contrainte de rupture à la traction	+	-	
Résistance au choc	-	-	-
+ croissance - décroissance			

Tableau (1)

CHANGEMENT DE QUELQUES PROPRIETES DU POLYETHYLENE AVEC LA DENSITE, LE « MELT INDEX » ET LA DISTRIBUTION DES MASSES MOLECULAIRES

3.3 Autres types de polyéthylène

Polyéthylène de Bas Poids Moléculaire ou PE-BPM (en anglais LMWPE) : La polymérisation est effectuée en présence d'agents de transfert de chaîne qui limitent la taille des molécules du polymère à une centaine d'unités monomériques.

Polyéthylène à Ultra Haut Poids Moléculaire ou PE-UHPM (en anglais UHMPE): Les molécules sont constitués d'environ 200 000 unités monomériques ce qui confère au matériau une grande résistance aux impacts.
Fibres de polyéthylène : Elles sont obtenues par un procédé sol-gel à faible concentration.

Polyéthylène Linéaire à Basse Densité ou PE-BDL (en anglais LLDPE) : Découvert au début des années 70, le PE-BDEL est un copolymère éthylène/butylène de faible masse volumique qui présente une très bonne résistance aux impacts.

L'introduction depuis 1991 des catalyseurs métallo cènes, couplés à la technique de synthèse en phase gazeuse permet d'accéder à une nouvelle génération de polyéthylène technique.

4. Procèdes de synthèse de polyéthylène :

Deux types de procédés industriels de polymérisation de l'éthylène existent. Ce sont :

La polymérisation par voie radicalaire liée aux procédés dits haute pression, développés à partir de la technologie mise au point par Imperial Chemical Industries (I.C.I). Ce procédé donne naissance à du polyéthylène basse densité (PEbd).

La polymérisation par voie ionique, opérant à basse pression qui conduit à un polyéthylène de haute densité (PEhd). [2]

4.1 Procédés de polymérisation sous haute pression :

Deux types de procédés ont été développés ; ils diffèrent principalement par le réacteur : l'un utilise un réacteur autoclave agité, l'autre un réacteur tubulaire.

La technologie I.C.I pour le procédé autoclave a été licenciée à de nombreuses compagnies : Dow Chemical, D.S.M, Ethylène Plastique, East man Kodak, Mitsui, Spencer, Sumitomo, Toatsu Chemical, U.S.I, Du Pont, Rexall.

Le procédé tubulaire a été développé par : B.A.S.F, Scientific Design, S.N.P.A, A.T.O, Snam Progetti, Union Carbide, Sumitomo.

Ces deux procédés se partagent le marché du PEbd avec une tendance pour les produits extrudés, les films et feuilles en provenance du procédé tubulaire et pour les produits injectés en ce qui concerne le procédé autoclave.

Il faut retenir que pour le procédé tubulaire les capacités sont aux alentours de 60 000 t/an par ligne, tandis que pour le procédé autoclave cette valeur peut atteindre 120 000 t/an par ligne. En règle générale, des capacités de 60 000 t/an par ligne sont typiques des procédés haute pression pour les grandes installations, alors que des capacités de 20 000 t/an sont adoptées là où des installations plus petites sont construites (pays en voie de développement).

Du fait que l'éthylène arrive dans le réacteur en présence de faibles quantités d'initiateur, la polymérisation de l'éthylène sous haute pression est à classer parmi les polymérisations en masse.

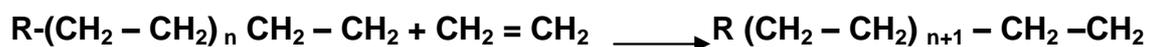
4.1.1 Chimie de la polymérisation :

Les points délicats de la synthèse concernant la réaction de polymérisation haute pression portent sur :

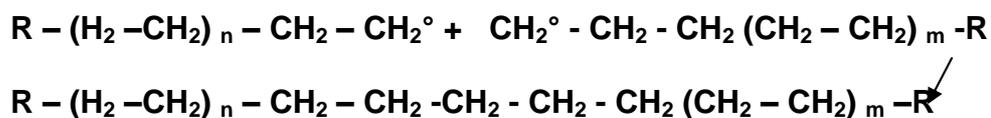
Le contrôle des ramifications courtes des chaînes macromoléculaires,
L'élimination des calories dégagées par la réaction exothermique.

L'initiation des chaînes se fait par l'intermédiaire d'un promoteur. Les peroxydes, les composés azoïques et l'oxygène sont utilisés en quantités plus ou moins importantes ; une plus forte concentration en initiateur favorise la vitesse de la réaction, mais cela conduit à des polymères de masses moléculaires trop faibles.

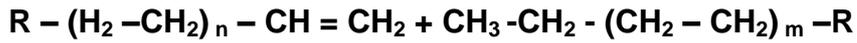
La réaction de propagation implique la réaction continue de l'éthylène avec les radicaux libres formés durant la période d'initiation :



Les réactions de terminaison se produisent soit par couplage de deux chaînes polymériques porteuses de radicaux libres :



Soit par réaction de dismutation:



La concentration en éthylène doit être suffisamment importante pour que la vitesse de croissance des chaînes soit supérieure à la vitesse de terminaison et cela pour que la masse moléculaire du polymère soit suffisamment élevée.

La combinaison d'une température élevée et d'une forte concentration en monomère exige que la pression soit la plus grande possible.

Les réactions de transfert de chaînes sont très importantes dans le procédé haute pression. Elles se présentent comme suit :

Transfert au monomère : les radicaux libres réagissent avec l'éthylène :



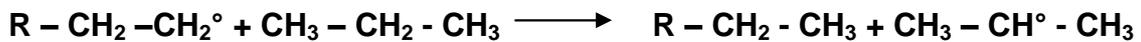
Ou



Transfert au solvant : les chaînes polymériques porteuses de radicaux peuvent se terminer par transfert au solvant :



Parfois des agents de transfert de chaînes sont ajoutés en cours de polymérisation pour régler les masses moléculaires à une valeur donnée ; ces agents appelés télogènes peuvent être du propane, du butane, du propylène ou de l'hydrogène :



Et la propagation peut se faire de nouveau sur le radical libre isopropyle.

Réaction de ramifications :

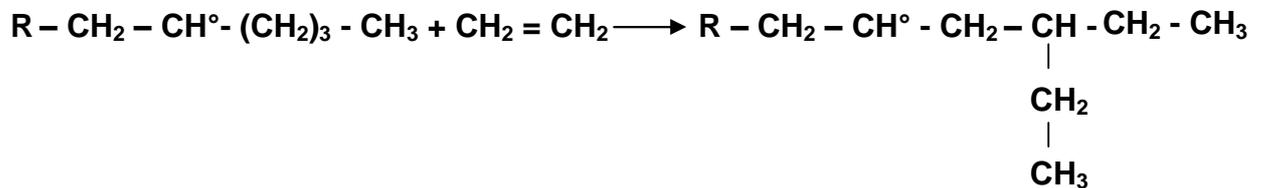
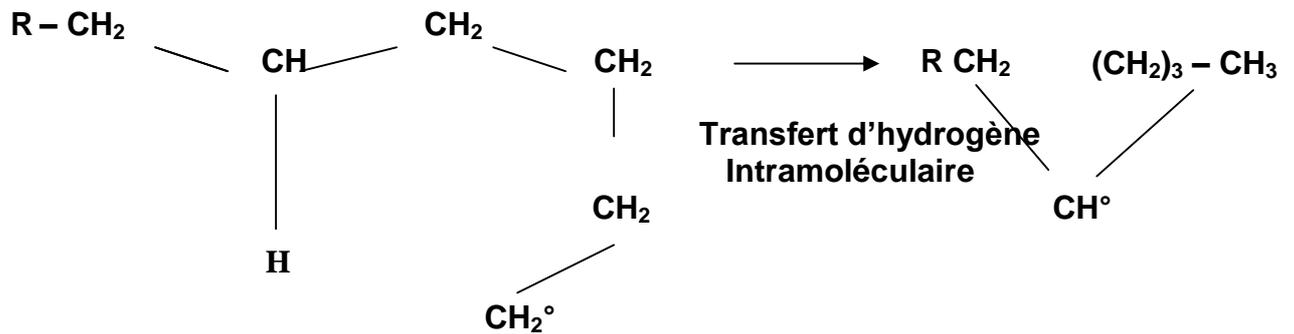
Intermoléculaires : ramifications longues



Chaîne
Croissante ↙ transfert d'hydrogène
intermoléculaire



Intramoléculaires : ramifications courtes



Les ramifications courtes diminuent lorsque la pression augmente ; elles augmentent lorsque s'accroissent la concentration en polymère et la température.

4.1.2. Généralités sur les propriétés des polyéthylènes basse densité :

A/ Linéarité des chaînes macromoléculaires

Au cours de la réaction de polymérisation, il peut se former diverses ramifications sur le squelette carboné, ramifications qui sont de deux types :

Ramifications longues qui résultent de réactions de transfert de chaînes croissantes sur d'autres molécules.

Ramifications courtes qui sont la conséquence de réactions de transfert intramoléculaire.

Les ramifications courtes sont essentiellement dues à des groupements butyl et éthyl dans des proportions allant de 15 à 30 pour 1 000 atomes de carbone de la chaîne. Ces valeurs varient suivant les conditions opératoires.

En conséquence, le degré de cristallinité, la densité et le point de fusion sont d'autant abaissés que les ramifications courtes sont importantes. De bonnes corrélations sont observées entre densité et degré de cristallinité.

Les ramifications longues sont en nombre plus limité que les courtes. Elles sont très difficiles à détecter et leur importance a une influence sur la mise en œuvre du polymère et sur la transparence des films.

B/ Distribution des masses moléculaires

Les masses moléculaires moyennes ainsi que la largeur de la distribution des masses moléculaires sont des facteurs importants au regard des propriétés. Les masses moléculaires moyennes en nombre M_n sont comprises entre 5 000 et 40 000, mais les masses moyennes en poids M_p qui sont toujours plus élevées, varient entre 50 000 et 800 000.

Les masses moléculaires les plus faibles agissent comme des plastifiants pour les masses moléculaires les plus élevées.

Quand la courbe de répartition des masses moléculaires s'élargit, le rapport M_p / M_n s'accroît ; des valeurs de 10 à 20 sont caractéristiques d'une distribution large, tandis que des valeurs de 3 à 5 indiquent une distribution plus étroite.

4.1.3 Conditions opératoires

A/ Température

Elles varient de 150° à 300°, mais le domaine compris entre 200° et 250° semble être le plus usité. La température affecte la réaction de polymérisation de différentes façons :

Tant que le polymère reste dissous dans le monomère, l'abaissement de la température diminue la vitesse de polymérisation, accroît la masse moléculaire, décroît le nombre de ramifications.

Le degré de solubilité polymère monomère décroît lorsque la température décroît ; la polymérisation se poursuit alors dans les deux phases (l'éthylène s'imisce entre les macromoléculaires) mais le polymère qui est issu de l'éthylène inclus dans la phase polymérique est très ramifié.

B/ Pressions

Elles sont comprises entre 1 000 et 3 500 atmosphère, plus précisément entre 1 400 et 2 450 atm. La polymérisation ne s'effectue pas en dessous de 630 atm. La vitesse de polymérisation est une fonction linéaire de la pression. Lorsque la pression croît, la vitesse de l'étape propagation croît plus rapidement que la vitesse des réactions de terminaison. C'est pour cette raison qu'en opérant à haute pression, le polymère obtenu possède une densité plus élevée, moins de ramifications, des masses moléculaires plus élevées.

C/ Pureté du monomère

L'éthylène doit être très pur : 99,9 % pour la polymérisation ; les impuretés agissent comme agents de transfert. L'acétylène, qui est l'une des impuretés, peut être éliminé par hydrogénation sélective. Les spécifications requises sont les suivantes : **[2]**

Ethylène	% mole	99,9
Ethane	% mole	0,1
Méthane	% mole	0
Propylène	ppm en volume	40
CO ₂	ppm en volume	10
Acétylène	ppm en poids	3
Soufre	ppm en poids	4
Eau	ppm en poids	1
CO	ppm en volume	1
Oxygène	ppm en poids	1
Hydrogène	ppm en poids	1

4.1.4 Section de compression

Elle est constituée de l'ensemble compresseurs primaires et des hyper compresseurs. Elle est commune à tous les procédés haute pression et comprend également les réfrigérants.

L'éthylène arrive à l'unité de polymérisation sous une pression de quelques atmosphères ; il est d'abord comprimé jusqu'à 250-300 bars par un compresseur primaire à plusieurs étages. Ce compresseur peut recevoir l'éthylène de recyclage. L'hyper compresseur est un compresseur à deux étages et plusieurs cylindres ; il sert à porter la pression de l'éthylène de 300 bars environ à la pression du réacteur qui peut atteindre 3 000 bars.

4.1.5 Réacteurs autoclaves

Ce sont des réacteurs munis d'agitateurs à lame : le rapport longueur sur diamètre peut varier de 2 à 2à. Les réacteurs sont adiabatiques en principe,, le refroidissement se faisant par introduction du monomère froid. La pression est comprise entre 1 200 et 2 500 bars. Le temps moyen de résidence est compris entre 25 et 40 secondes. Les températures de réaction sont choisies entre 165 et 280°C. L'initiateur peut être soit un peroxyde, soit un pérester (en solution diluée dans un solvant paraffinique à raison de quelques litres par tonne de polyéthylène). Des agents sont utilisés pour la production de différents grades.

Dans ce type de réacteur, l'agitation remet en permanence la masse polymérisation en contact avec le monomère et l'initiateur. Les r2acteurs peuvent atteindre 0,6 m³ pour une production de 60 000 t/an. Par exemple, pour 20 000 t/an les caractéristiques d'un autoclave sont les suivantes :

Volume	0,2 m ³
Diamètre intérieur	250 mm
Diamètre extérieur	800 mm
Hauteur	4 mm

Les rapports des diamètres extérieur et intérieur varient généralement de 3 : 1 à 4 : 1. Le taux de conversion est limité par la différence des niveaux enthalpiques entre le monomère entrant et le mélange monomère - polymère sortant du réacteur. Même en injectant l'éthylène à des températures assez

basses, le taux de conversion ne peut, en moyenne, dépasser 19 %, car la température de sortie est limitée à des valeurs où les risques de décomposition de l'éthylène sont nuls.

4.1.6 Réacteurs tubulaires

Ils sont caractérisés par un rapport longueur sur diamètre qui peut varier de 250 à 12 000. Les dimensions suivantes sont rencontrées :

Volume	7,7	M ³
Diamètre intérieur	70	mm
Diamètre extérieur	170	mm
Longueur approximative	500	m

Dans le **procédé A.T.O** (Fig; 1), par exemple, le nombre d'injections peut varier, soit une injection en tête du réacteur, soit trois injections dont deux latérales.

Dans le cas d'une mono injection, on distingue trois zones principales dans le réacteur:

➤ **Zone de préchauffage**

L'éthylène est mélangé à l'initiateur avant d'être introduit dans cette zone où il est préchauffé jusqu'à la température de démarrage de la réaction. Cette température est fixée en fonction de l'initiateur et de la pression : pour 2 000 bars, elle est de 165°C si on utilise comme initiateur l'oxygène gazeux. Le préchauffage s'effectue par circulation à contre courant dans la double enveloppe du réacteur d'eau sous pression.

➤ **Zone de réaction**

Une circulation d'eau sous pression sert d'une part à évacuer les calories dégagées lors de la polymérisation, d'autre part à contrôler l'évolution de la réaction.

➤ **Zone de transport – refroidissement**

Le mélange monomère - polymère formé est transporté vers la sortie du réacteur. Le polymère subit une première détente dans un séparateur où il est maintenu à 250°C. Une partie de la phase gazeuse monomérique, après avoir traversé un nouveau séparateur dans la section moyenne pression, est recyclée. Une deuxième séparation monomère – polymère a lieu dans un séparateur à basse pression, ce qui permet de recycler l'éthylène non réagi et de récupérer le polyéthylène qui alimente directement d'extrudeuse.

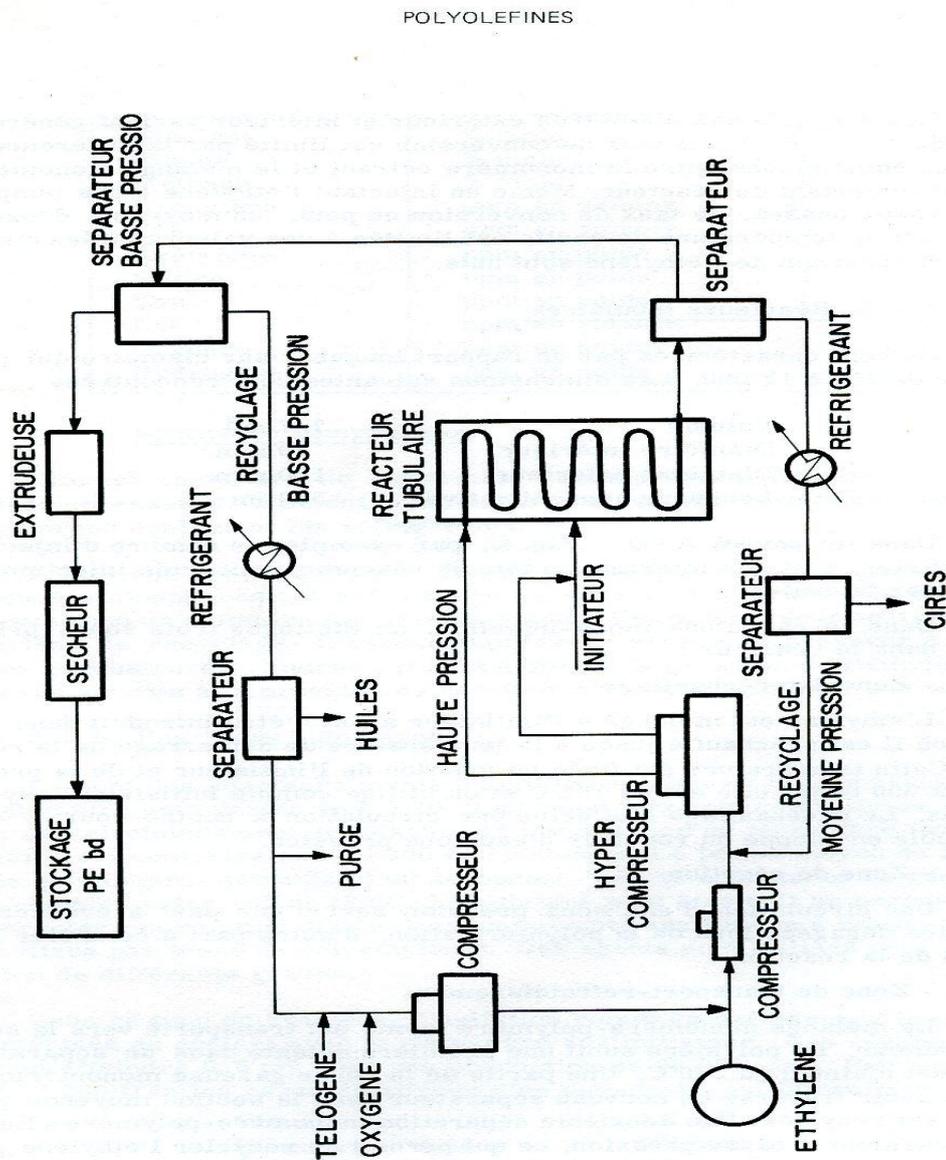


Fig. 4. Polymérisation sous haute pression de l'éthylène. Procédé A.T.O.

Le niveau de pression dans les diverses sections de l'unité est le suivant :

➤ Haute pression de la sortie de l'hyper compresseur jusqu'à la vanne de détente, de 1 700 bars à la pression maximale de 2 500 à 3 000 suivant les cas.

➤ Moyenne pression depuis le séparateur primaire jusqu'à la sortie du compresseur primaire de 250 à 350 bars suivant les conditions de marché.

➤ Basse pression : Séparateur basse pression (de 1 à quelques bars); recyclage basse pression (0,7 bar) avec la purge et l'introduction de télogène.

Deux points importants concernent l'utilisation des réacteurs tubulaires : d'une part le ou les initiateurs, d'autre part le nombre de points d'injection dans le réacteur.

La préférence semble être donnée à l'initiation par l'oxygène gazeux.

En jouant sur le nombre d'injections, il est possible d'augmenter le taux de conversion par passe jusqu'à 22 % en moyenne, mais de ce fait on accroît la polymolécularité et les ramifications longues.

4.1.7 Comparaison des procédés autoclave et tubulaire

A/ Conception des réacteurs

Le réacteur autoclave, agité en permanence, permet un « back-mixing » parfait : le polymère est présente dans toute la zone réactionnelle où il reste un temps relativement long (25 à 40 secondes).

Par contre, dans le procédé tubulaire, le polymère n'est présent que dans la dernière partie du tube, où il ne demeure que quelques secondes.

B/ taux de conversion

Le taux de conversion est directement proportionnel à la quantité de chaleur réactionnelle. Le réacteur autoclave étant pratiquement adiabatique, on est limité à un taux de conversion de 19 %. Par contre, le réacteur tubulaire

permet un contrôle plus sensible de la chaleur de réaction en jouant d'une part sur la quantité de gaz à préchauffer, d'autre part sur la quantité d'eau de refroidissement.

Il semble que le contrôle des températures soit plus facile à réaliser dans le réacteur tubulaire. Le système de « back-mixing », dans le réacteur autoclave, implique une variation globale de la température avec une inertie non négligeable.

C/ Technologie

Le procédé autoclave ne nécessite aucun circuit d'eau chaude ou de refroidissement, donc ni ballons, pompes et régulateurs supplémentaires. Toutefois, l'utilisation d'un initiateur en phase liquide impose une installation de préparation de la solution et d'injection.

La vanne et la régulation de détente sont très simples dans le procédé autoclave, car il ne s'agit que d'un contrôle de pression, alors que le circuit de régulation de la vanne de purge du réacteur tubulaire est très complexe. Le procédé autoclave apparaît donc du point de vue technologique plus simple et plus résistant que le procédé tubulaire.

D/ Utilités

Vapeur : Le procédé autoclave ne consomme pas de vapeur.

Electricité : Pour une production et des niveaux de pressions identiques, la consommation est plus forte pour le procédé autoclave du fait d'un moindre taux de conversion.

E/ Qualité des produits et applications

Dans le cas de l'autoclave, le « back-mixing » favorise les branchements longs. Les températures de sortie, qui sont élevées pour optimiser la conversion, sont la cause des ramifications courtes. La courbe de répartition des masses moléculaires est assez large ($M_p / M_n > 5$), ce qui confère au produit une grande résistance mécanique, mais une médiocre transparence.

Par opposition, dans le cas du procédé tubulaire avec injection en tête on obtient des produits caractérisés par une faible quantité de ramifications longues, une répartition étroite des masses moléculaires ($M_p / M_n = 3 \text{ à } 5$). Il en découle une moins grande résistance mécanique, mais une meilleure transparence, donc un avantage pour les qualités films. En augmentant le nombre d'injections, des ramifications longues apparaissent qui rapprochent les qualités du produit fini de celui issu du procédé autoclave.

4.2 Procédés de polymérisation sous basse pression :

Ces procédés sont utilisés pour produire des polyéthylènes de haute densité : $0,96 \text{ à } 0,97 \text{ g / cm}^3$. Ces polymères sont constitués de molécules linéaires, c'est-à-dire par un enchaînement de groupe CH_2 sans ramifications courtes. Leur cristallinité peut atteindre 90 %. La densité peut être abaissée par copolymérisation avec de faibles quantités d'oléfines telles que propylène, butène ou hexène, jusqu'à des valeurs de $0,94 \text{ g / cm}^3$.

En fonction de la phase dans laquelle s'effectue la polymérisation, les procédés se classent en trois catégories :

Solution

Suspension (slurry)

Vapeur

4.2.1 Généralités sur les propriétés des polyéthylènes haute densité :

Les caractéristiques physico-chimiques importantes pour la technologie des polyéthylènes haute densité sont :

- Les masses moléculaires moyennes
- La répartition des masses moléculaires
- Le degré de ramification
- Le degré de réticulation
- La cristallinité (densité).

L'influence respective de chacun de ces paramètres sur le domaine d'application du PEhd est indiquée par le tableau (2) . Les polymères dotés de masses moléculaires élevées sont utilisés dans les applications telles que les tuyauteries sous pression. Les avantages offerts par des masses moléculaires élevées peuvent être maintenus par un élargissement de la courbe de distribution des masses moléculaires, ce qui facilite la mise en œuvre du polymère.

Des résines possédant une poly molécularité élevée sont utilisées pour les revêtements de fils et câbles électriques et pour des récipients moulés qui requièrent une bonne facilité de mise en œuvre et une forte résistance aux contraintes.

Les polymères qui possèdent une faible poly molécularité sont les meilleurs pour les moulages par injection à haute vitesse.

Caractéristiques physico- chimiques	Applications
Masse moléculaire élevée	Tuyauterie
Masse moléculaire très élevée	Profilés
Poly molécularité élevée	Bouteilles, revêtement de câbles
Poly molécularité faible	Revêtement de papier, moulage à faible déformation
Ramifications courtes	Diminution de la rigidité
Ramifications longues	Accroissement de l'élasticité du polymère fondu
Réticulation contrôlée	Revêtement de câbles
Cristallinité (densité)	Augmentation de la rigidité et dureté

**TABLEAU (2)
CORRELATIONS ENTRE CARACTERISTIQUES PHYSICO-CHIMIQUES ET
APPLICATIONS DU POLYETHYLENE HAUTE DENSITE**

La raideur et la dureté du PEhd sont réduites par l'incorporation de ramifications courtes, par exemple en copolymérisant l'éthylène avec de faibles quantités de propylène, de butène ou d'hexène. Ces modifications accroissent les performances du PEhd en ce qui concerne les applications sous contraintes : tuyauteries, récipients moulés, revêtement de câbles.

La présence de ramifications longues contribue à augmenter l'élasticité du polymère à l'état fondu.

La réticulation contrôlée du PEhd favorise la résistance au choc, la résistance chimique et la dureté du polymère.

4.2.2 Les catalyseurs :

Dès le début de la synthèse industrielle du PEhd, deux types différents de catalyseurs ont été utilisés :

Catalyseurs préparés à partir d'**oxydes de métaux de transition**
Catalyseurs relatifs au **système catalytique Ziegler**

La plupart des systèmes catalytiques utilisés sont hétérogènes. Ils présentent un certain nombre de caractères communs.

Leur surface solide est poreuse, pour permettre l'absorption du monomère.

Ils sont basés sur des métaux de transition possédant plusieurs niveaux de valence et pouvant facilement passer de l'un à l'autre.

Ils présentent une grande facilité pour former des complexes organo métalliques par réaction par réaction avec d'autres composés organo métalliques ou le monomère.

Ils sont très sensibles aux impuretés du monomère et des réactifs ; en particulier sont considérés comme des poisons les traces d'oxygène, d'eau, de composés acétyléniques ou polaires, de gaz carbonique.

Quelques caractéristiques de divers systèmes catalytiques et des polymères obtenus sont représentées sur le tableau (3)

En ce qui concerne le système Ziegler, le complexe catalytique résulte de la réaction d'un complexe dérivé d'un métal de transition avec un composé organo- métallique, qui est généralement un composé alkyl aluminium.

Le mécanisme de la polymérisation est fort complexe et la nature des formes intermédiaires actives n'est pas clairement établie.

Les composés suivants sont utilisés :

Composés dérivés des métaux de transition	Composés organo - métalliques
Ti Cl ₃	Al (C ₂ H ₅) ₃
Ti Cl ₄	Al (C ₄ H ₉) ₃
Ti (OR) ₄	
Halogénures de vanadium	Halogénures d'Alkyl aluminium

La combinaison de ces composés se fait par réarrangement des groupes substitués sur les atomes de titane et d'aluminium ; par exemple :



La nature des groupes substitués des atomes de titane et d'aluminium affecte la linéarité et donc la densité du polymère : le système Ti (OR)₄ + Al (C₂ H₅)₃ conduit à un polyéthylène de densité supérieure à celle obtenue pour un polymère issu d'une polymérisation catalysée par le système Ti Cl₄+ Al(C₂ H₅)₃.

La diminution du niveau de valence du titane et la variation du rapport Al / Ti sont des facteurs qui influent sur la réaction de polymérisation et les propriétés du polymère.

Un point important à souligner est relatif à la forme cristalline du composé

$TiCl_3$. ce composé peut en effet exister à l'état cristallin sous plusieurs formes polymorphiques α , β , γ et σ . la forme β est colorée en marron, tandis que les trois autres varient du rouge au violet. Les premières unités industrielles utilisaient le $TiCl_3$ sous la forme β qui donne naissance à des polymères ramifiés et des rendements moyens. $TiCl_3$ se trouve sous la forme α ou σ dans les catalyseurs Ziegler qui utilisés actuellement.

**TABLEAU (3)
CARACTERISTIQUES DES PROCEDES DE SYNTHESE DU PEhd**

Type de catalyseur	Milieu réactionnel	Efficacité du catalyseur (kg/g de métal)	Méthode d'élimination des résidus catalytiques	Macrostructure du polyéthylène	
				Distribution des masses moléculaires	Taux d'insaturation (vinyl/ molécule)
Halogénures de Ti ou V+ AIR ₃ (soluble)	Solution	20-50	Chélation puis absorption	Etroite à moyenne	0.1 -0.2
Et ₂ ALCL + Ti Cl ₄ + Mg OH (soluble)	Solution	125	Aucune (10ppm résiduel)	Etroite à moyenne	0
Cr O ₃ sur support Si O ₂ - Al ₂ O ₃	Solution	500	Filtration	moyenne	1
Mo O ₃ sur support Al ₂ O ₃	Solution	40	Filtration	large	
Ti Cl ₃ + AIR ₃ (solide)	Slurry	2.6 - 16	alcools	Moyenne	0
Ti Cl ₃ + AIR ₂ Cl sur support	Slurry	50 -600 Dépend du support	aucune	Etroite à large	0
Cr O ₃ sur support Si O ₂	Slurry	500	aucune	Moyenne	1
Dérivé chromé sur support Si O ₂	Gaz	600	Aucune (2 ppm résiduel)	Moyenne à large	

4.2.3 Les procédés :

Deux étapes sont à considérer dans l'évolution des procédés de polymérisation qui correspondent à une amélioration du système catalytique : [2]

➤ Procédés de première génération

Activité catalytique faible, température et pression élevées ($T > 140^{\circ}\text{C}$ et $P > 40$ atm)

Nécessité d'élimination des résidus catalytiques du polymère pour éviter les phénomènes d'oxydation et de vieillissement prématuré du polymère.

➤ Procédés de seconde génération

Amélioration de l'activité catalytique par l'utilisation de catalyseurs supportés.
Amélioration de la sélectivité : diminution des cires formées
Pas de section d'élimination de résidus catalytiques.

A/ Procédés en solution

Ces procédés comprennent les étapes suivantes :

- Purification de l'éthylène et du monomère.
- Purification du solvant (distillation, séchage).
- Préparation du catalyseur.
- Polymérisation en continu : haute température (150°C) et pression (> 40 atm). Le polymère formé est en solution.
- Séparation et séchage : le solvant est séparé du polymère par flash, puis récupéré à l'état fondu.
- Granulation et stockage.

Ces procédés présentent un sérieux **inconvenient**, en ce sens que la concentration en polymère est limitée à 30 -40 % pour des problèmes de miscibilité et d'agitation. Pour limiter la concentration en polymère, il est nécessaire d'utiliser de plus grandes quantités de solvant, ce qui accroît la taille des équipements et le coup opératoire pour la récupération du solvant.

La limite en concentration est d'autant plus sévère que la masse moléculaire est élevée, d'où la difficulté d'obtention de produits de hautes masses moléculaires recherchés pour l'extrusion soufflage.

En contrepartie, ces procédés présentent deux **avantages** :

La température relativement élevée a un effet favorable sur la vitesse de réaction. Le temps de séjour dans le réacteur est très court (quelques minutes). Ces procédés peuvent être facilement automatisés et le passage d'un grade de polymère à un autre se fait dans un temps minimal.

Plusieurs types de procédés existent dépendant de la nature du catalyseur : ce sont les procédés Compact (Stamicarbon –D.S.M), Du Pont, Phillips H.S.S et Amoco.

B/ Procédés en suspension (slurry)

Dans ce type de procédé, on utilise non plus un solvant mais un diluant du polyéthylène de telle sorte que le polymère se sépare du diluant sous forme de fines particules. Les étapes sont les mêmes que celles des procédés en solution mis à part les différences suivantes :

- La polymérisation s'effectue à des températures comprises entre 70 et 100°C et des pressions de l'ordre de 15 à 35 atmosphères ;
- Le polyéthylène est récupéré par centrifugation (en général), puis séché par un sécheur à lit fluidisé ;
- La poudre sèche est extradée.

Les **avantages** de ce procédé sont que la viscosité de l'ensemble n'augmente pas aussi rapidement que dans les procédés en solution ; de cette façon, pour un réacteur de dimension équivalente, le taux de conversion et le rendement sont supérieurs.

Les **inconvénients** proviennent d'une durée de réaction plus importante (de 2 à 4 heures), du nettoyage fréquent du réacteur et des agitateurs, d'une plus grande difficulté d'automatisation, de la tendance à produire des polymères de masses moléculaires trop élevées-(l'hydrogène est utilisé comme agent de transfert pour diminuer les masses).

Plusieurs types de procédés ont été développés qui diffèrent par la nature du catalyseur :

- les procédés basés sur les catalyseurs Ziegler supportés
- les procédés basés sur les catalyseurs Phillips supportés.

Développés dès 1968, ces procédés ont eu un impact considérable sur la synthèse industrielle du PEHD. En effet un des inconvénients des catalyseurs classiques est que leurs sites actifs sont noyés à l'intérieur des particules ; il en résulte une perte importante de l'activité catalytique. Cela entraîne l'utilisation d'une quantité plus importante de catalyseur et impose le décendrage final du polymère. En fixant chimiquement le catalyseur à la surface d'un support, une plus grande partie du métal de transition peut servir de site pour la polymérisation.

Les sociétés qui ont commercialisé des procédés basés sur ces catalyseurs sont Solvay, Montedison, Hoechst et Phillips.

C/ Procédés en phase gazeuse (Fig. 2)

Théoriquement, les procédés en phase vapeur sont intéressants car l'investissement est moindre que pour les procédés en solution ou en suspension. Cependant, de nombreuses difficultés ont longtemps été rencontrées lors de la mise au point de ces procédés ; le catalyseur doit avoir une activité suffisante afin d'éviter l'opération de décendrage, pour obtenir les masses et les distributions de masses moléculaires recherchées. De plus il faut maintenir la température constante et éliminer les calories réactionnelles. Compte tenu du nombre d'unités construites et annoncées, une dizaine dans le monde pour une capacité totale de 750 000 t, il semble que Union Carbide ait résolu ces problèmes.

Le catalyseur est préparé par dépôt d'un, dérivé chromé sur la silice déshydratée; il est rapporté que le catalyseur a une productivité de 600 kg par gramme de chrome, ce qui évite l'opération de déchargement. Avec un tel catalyseur il est possible d'obtenir des produits ayant des densités comprises entre 0,94 et 0,966 g/cm³.

4.2.4 Polymérisation

L'éthylène gazeux et le catalyseur sous forme de poudre séchée sont introduits en continu dans un réacteur à lit fluide. Eventuellement le comonomère est ajouté pour modifier la densité. L'adjonction d'hydrogène permet le contrôle de la masse moléculaire.

La réaction s'effectue sous 20 bars à une température contrôlée entre 85 et 100°C selon le produit recherché. De grandes quantités de gaz sont nécessaires pour fluidiser les particules solides de polyéthylène dans le fond du réacteur, de manière que seulement 2 à 3 % d'éthylène réagisse par passe. Après passage dans la zone réactionnelle, la vitesse du gaz est réduite dans une section plus large du réacteur pour décanter les particules du lit fluide.

L'éthylène est recyclé par l'intermédiaire d'un compresseur. La poudre de polyéthylène est soutirée en discontinu du réacteur à une vitesse telle que le niveau du lit fluide reste constant.

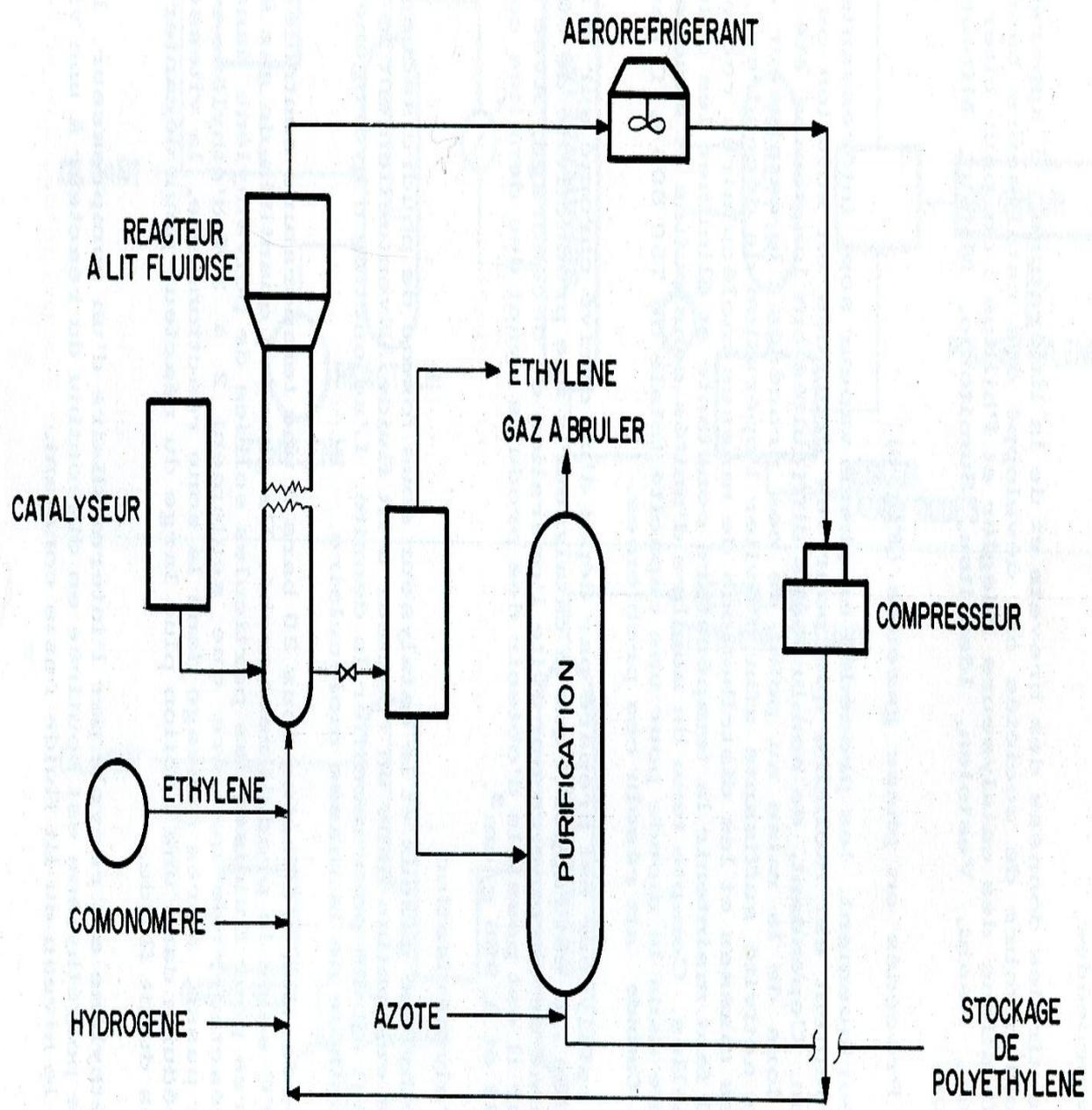


Fig. 8. Procédé de polymérisation de l'éthylène en phase gazeuse : procédé Union Carbide.

2

4.2.5 Récupération du polymère

Le monomère est séparé du polymère, puis recyclé ; environ 5 % de l'éthylène chargé est entraîné lors du soutirage. Les 99 % de l'éthylène chargé réagissent.

Le temps moyen de séjour des particules de polyéthylène formées dans le lit varie de 3 à 5 heures ; la dimension moyenne des particules atteint alors 500 microns. Le polyéthylène peut être commercialisé sous forme de poudre ou peut être mis sous forme de granulés sans autre purification.

Deux réacteurs de 1 5 000 t/an chacun de capacité ont été installés en 1971 en Suède ayant 2, 40 m de diamètre et 12 m de hauteur.

Actuellement Union Carbide semble capable en une seule ligne de produire 80 000 t/an avec des réacteurs ayant des diamètres supérieurs à 4 m.

Il semble que par ce procédé il soit plus facile d'obtenir des produits adéquats pour le soufflage que pour le moulage par injection à cause d'une courbe de distribution étalée des masses moléculaires.

CHAPITRE II

II. Présentation de l'entreprise et du Complexe

1. Présentation de l'entreprise ENIP :

2. Organisation de l'entreprise ENIP :

3. Présentation du complexe CP1K :

1. Présentation de l'entreprise ENIP :

L'entreprise nationale de la pétrochimie (ENIP) de SONATRACH a été créée par décret N° 84257 du 1/09/1984.

L'ENIP, relevant de secteur de l'énergie (groupe hydrocarbure) et dont le siège social se situe à SKIKDA.

Elle est chargée dans le cadre du plan national du développement économique et social, de la gestion, de l'exploitation et du développement des industries pétrochimiques, notamment :

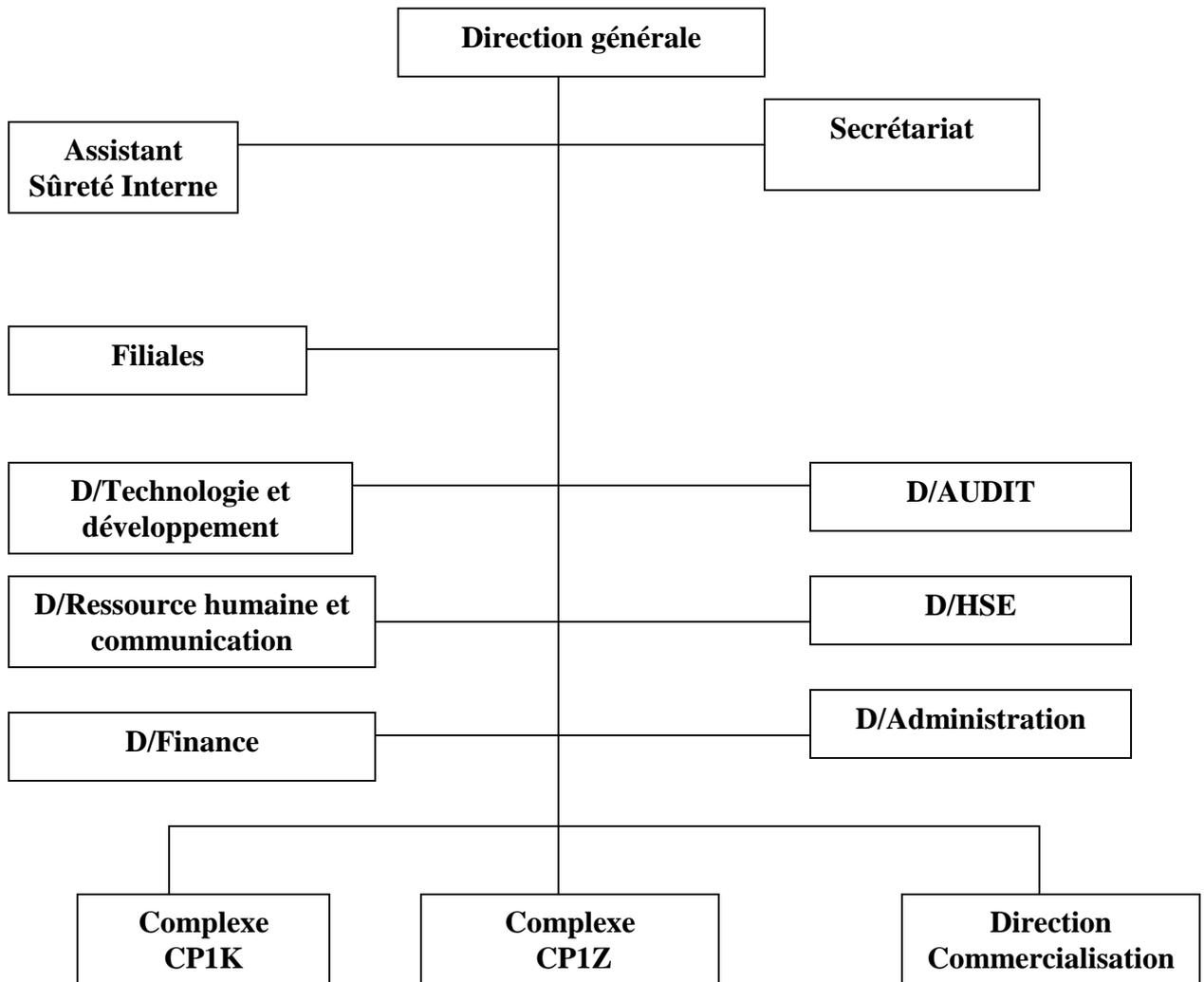
-les matières thermoplastiques et thermodurcissables ainsi que la commercialisation des produits découlant de cette industrie.

L'ENIP dispose en outre, d'un outil de commercialisation de deux complexes pétrochimiques en exploitation.

-Le complexe matières plastiques de SKIKDA (CP₁K) pour la fabrication des produits thermoplastiques.

-Le complexe méthanol et résines synthétique d'ARZEW (CP₁Z) pour la fabrication du méthanol et produits thermodurcissables.

2. Organisation de l' ENIP :



3. Présentation du complexe CP1K :

3.1 Historique :

Le complexe CP1K a été conçu dans les années 1970.

Le premier contrat pour la réalisation des unités Ethylène, VCM, PVC et Chlore Soude ainsi que les utilités a été signé en Octobre 1971 entre SONATRACH et TOYO Engenneering (TEC) Japon.

Le second contrat portant sur la réalisation de l'unité Polyéthylène a été signé à la même période, soit Octobre 1971, entre SONATRACH et SNAM Progetti (Italie).

Quant à la réalisation de la prise d'eau de mer, le contrat a été signé avec une entreprise espagnole (DRAGADOS) le 1^{er} Septembre 1973.

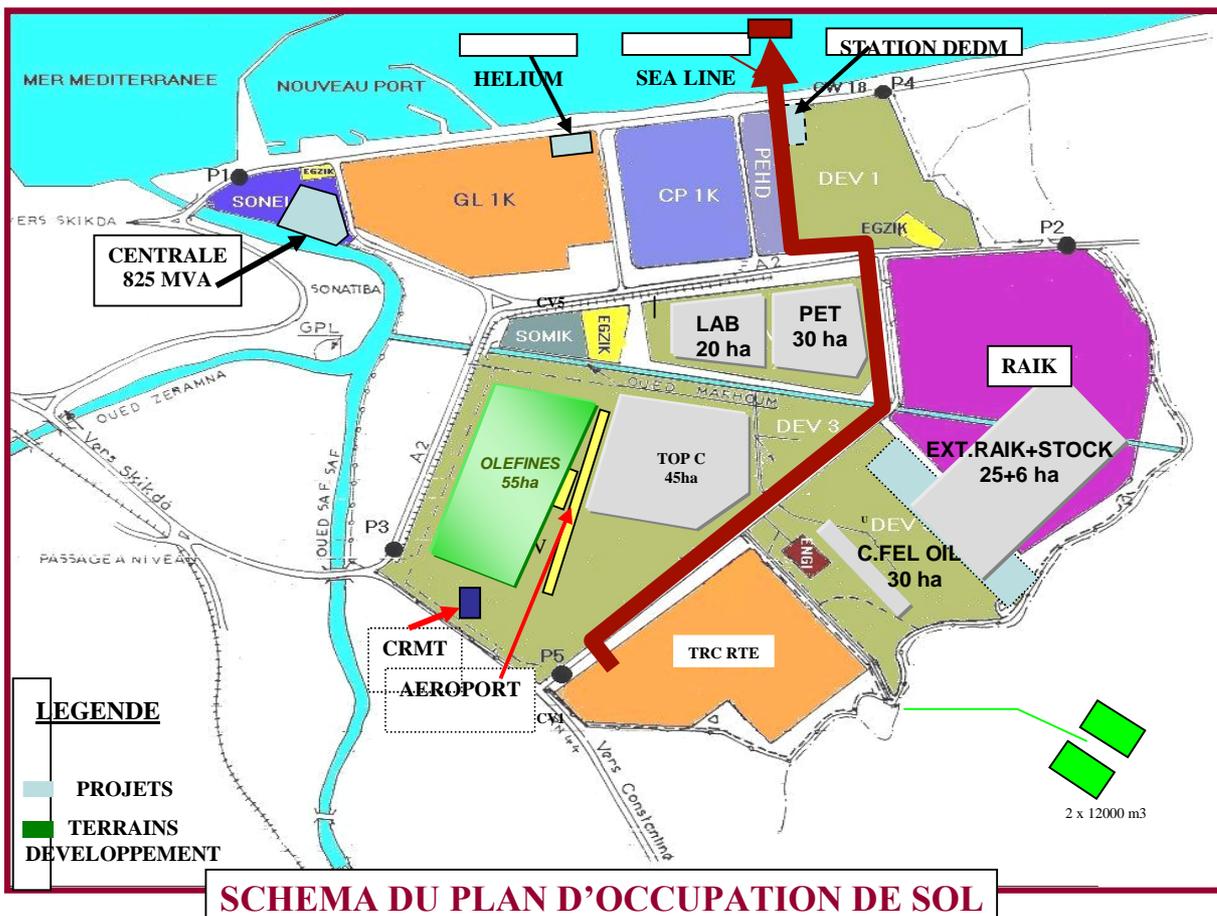
Les travaux de génie civil pour la réalisation du complexe ont débuté le 1^{er} Septembre 1973 et le démarrage des unités (mise en production) s'est effectué selon le programme ci-après :

- Septembre 1977 : Utilités
- Février 1978 : Unité éthylène
- Février 1979 : VCM, PVC et chlore soude

Le démarrage de l'unité Polyéthylène a été retardé jusqu'au mois d'Avril 1981.

3.2 Situation géographique du Complexe

Le Complexe CP1/K est implanté dans la zone industrielle de Skikda, qui outre le CP1/K, abrite un complexe de liquéfaction de gaz, une raffinerie, un terminal pétrolier, une unité de PEhd, une unité d'hélium ainsi que d'autres installations, projetés dans le cadre du développement tel : LAB (Linéaire Alkyl Benzène), PET, etc....



3.3 Objectif du complexe CP1/K

Le Complexe CP1/K a pour objectif de produire de l'éthylène, du polyéthylène, du PVC et de la soude caustique.

Tous ces produits sont destinés au marché intérieur à l'exception de l'excédent d'éthylène qui est exporté.

3.4 Principales installations du CP1K :

Les principales installations (unités) qui constituent le complexe sont :

A/ UNITE ETHYLENE

L'unité éthylène est conçue pour la production de 120000 T/an d'éthylène à partir de 150000 T/an d'éthane provenant de l'usine de liquéfaction « GNL ».

L'unité éthylène a été construite par une firme japonaise TEC selon le procédé « LUMMUS ».

- une partie de l'éthylène produit est employée pour la production du polyéthylène et du VCM « matière première pour l'obtention de PVC ».
- Une autre partie est soit stockée, soit exportée vers l'étranger.

L'unité éthylène se compose de plusieurs sections dont les principales sont :

- Section craquage.
- Section compression.
- Section purification.
- Section stockage.

B/ UNITE POLYETHYLENE BASSE DENSITE (PEbd) :

Cette unité a été conçu pour produire 48000 T/an de polyéthylène sur deux lignes identique de 24000 T/an chacune, par utilisation du procédé ABCD ANIC (haute pression, basse densité).

L'unité polyéthylène comprend trois sections principales :

- Section compression.
- Section réaction.
- Extrusion et blending.

C/ UNITE VCM (mono chlorure de vinyle) :

Cette unité est conçue pour produire 40000 T/an de VCM par utilisation du procédé MITSUTOATSU (japon).

L'unité VCM est composée de plusieurs sections dont les principales sont :

- Chloruration directe.
- Oxychloruration.
- Purification de l'EDC
- Craquage de l'EDC.
- Purification du VCM.
- Section de stockage.

D/ UNITE PVC (polychlorure de vinyle)

L'unité PVC « polychlorure de vinyle » est caractérisée par l'adoption du procédé « MISTSUTOATSU CHEMICAL » du japon. Sa capacité de production annuelle est de 35000 T/an.

- Le VCM est la matière première de l'unité PVC.

L'unité PVC se compose de 4 sections principales :

- Section de polymérisation.
- Section de purification.
- Section de séchage.
- Section des eaux usées.

E/ UNITE CHLORE-SOUDE :

Cette unité est conçue pour produire 36000 T/an de chlore et 40000 T/an de soude caustique à partir de 60000 T/an de sel de carrière « NaCl » en utilisant le procédé MISUTOATSU (japon).

- Le chlore est utilisé comme matière première pour la production de VCM et aussi pour l'exportation.
- La soude caustique « liquide palette fondue » est utilisée pour le nettoyage des équipements, le détartrage, la neutralisation et pour le marché intérieur (Algérien).
- l'unité chlore soude utilise le procédé de la cellule mercure avec anode métallique et cathode mercure.

Elle se compose de plusieurs sections :

- Section de chargement et de stockage du sel.
- Section de dissolution et de purification du sel.
- Section d'électrolyse.
- Section de filtration et de concentration de soude.
- Section de séchage et de compression de chlore.
- Section de liquéfaction de chlore.

F/ LES UTILITES

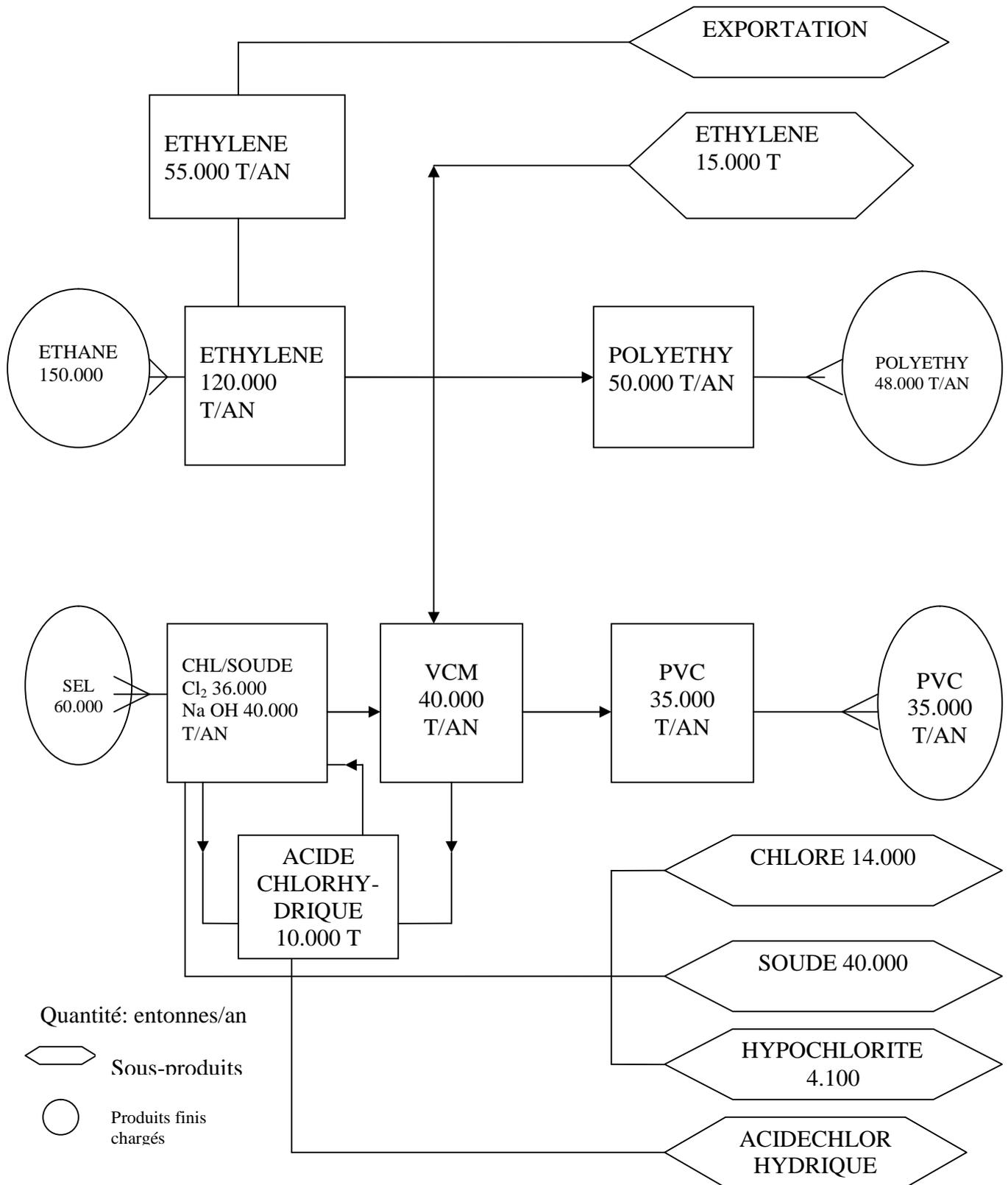
C'est l'unité qui alimente toutes les autres en leurs besoins en eau distillée, eau déminéralisée, vapeur d'eau, eau de mer pour le refroidissement, air et azote.

Cette unité comprend 07 sections:

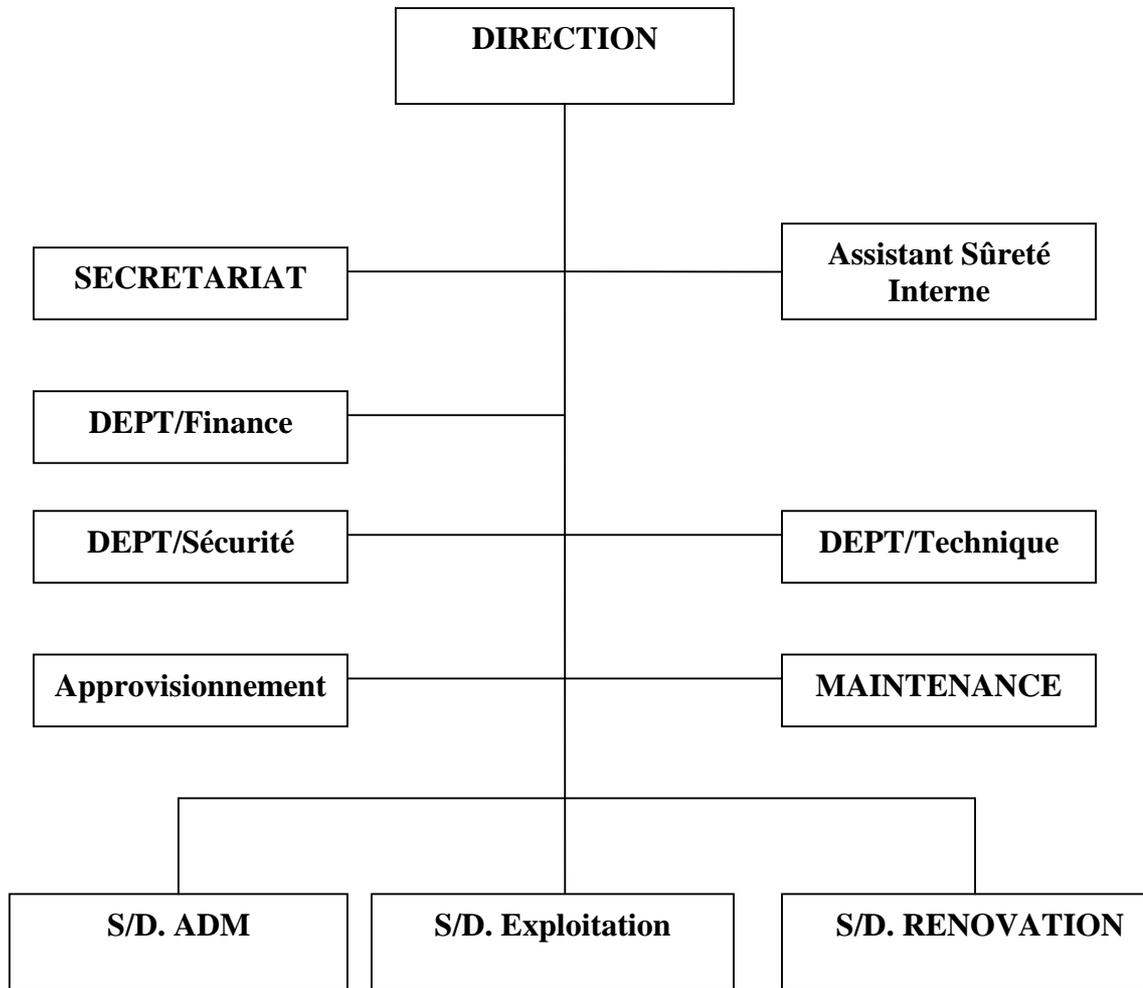
- Section de prise d'eau de mer.
- Section de dessalage.
- Section de déminéralisation.
- Section de traitement des eaux usées (constituant l'unité « eau »).
- Section chaudières.
- Section de turbo générateur.
- Section air – azote (constituant l'unité « énergie »).

En outre, le complexe comprend aussi un département « maintenance » et un autre « technique » dont le rôle est important. En effet, le Département Maintenance a pour but de maintenir tous les équipements à un haut degré de fiabilité. Alors que le Département Technique a pour tâche le contrôle des produits et des équipements à travers ses différents services (laboratoire, inspection...).

3.5 Bilan matière du complexe



3.6 Organisation du complexe



CHAPITRE III

III. Description et fonctionnement de l'unité polyéthylène

- 1. Introduction :**
- 2. Préparation et mise en fonction des matières premières**
- 3. Variable du procédé indépendantes :**
- 4. Description du procédé :**
- 5. Chimie de procédé :**
- 6. Mécanisme réactionnel :**
- 7. Les avantages et les inconvénients du PEbd :**
- 8. Les applications du PEbd :**
- 9. Laboratoire d'analyses :**

1. Introduction

L'unité polyéthylène a été conçue pour une capacité de 48000 t/an en deux (02) lignes de production. Elle comprend les sections suivantes :

- Section compression et polymérisation.
- Section séparation et extrusion.
- Section mélange et ensachage.

Et les parties communes :

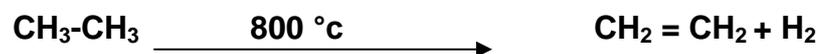
- Section stockage et préparation des produits chimiques.
- Section des eaux et vapeurs.

2. Préparation et mise en fonction des matières premières

- **Le monomère :**

L'éthylène est un gaz ($T_{eb} = 104^{\circ}\text{C}$) issu du craquage thermique (radicalaire) des produits pétroliers Ethane ou Naphta.

Le craquage d'Ethane se fait comme suit :



Si la réaction initiale est une rupture homolytique des liaisons covalents de l'hydrocarbures qui génère les radicaux libres primaires, les réactions subséquentes sont extrêmement diverses (abstraction de H[·], additions, décomposition et isomérisation de radicaux...) et conduisent à un mélange complexe qu'il convient de fractionner. L'éthylène peut aussi être produit par déshydratation de l'éthanol



Ou bien encore, à partir du propane, au moyen du procédé « tri oléfine », lequel fait intervenir une réaction de métathèse



Pour des raisons économiques l'éthylène doit être soigneusement purifié pour être débarrasser de diverses impuretés gazeuses : CO, CO₂, NH₃, S, etc.....) qui

pourraient jouer d'inhibiteur de polymérisation en rampant les chaînes de polymères, au fur et à mesure de leur formation. [3]

➤ **DCP**

Dans le procédé ABCD de polymérisation radicalaire de l'éthylène dans les réacteurs tubulaires, la préparation de la solution du catalyseur (DCP) est faite en dissolvant le peroxyde dans un mélange de heptane et toluène dans un rapport volumétrique 1/1 jusqu'à atteindre des concentrations de catalyseur de la portée de 16-20 g/100 Cm³ de solution.

Pour la préparation de 1 m³ environ de solution de DCP, la formule suivante est employée :

- 400 lt de n-heptane
- 400 lt de toluène
- 175-200 Kg de DCP

On ajoute en outre 40 lt de huile blanche dans le but de lubrifier l'étanchéité de la pompe d'injection de solution au réacteur.

Le rapport volumétrique n-heptane toluène peut être varié inconvénients dans l'étendue de 40/60 à 60/40 les caractéristiques physiques des solutions de DCP sont données dans le tableau ci-dessous : [3]

Solvant	Solubilité DCP/100 cc solution
Benzène	72.1
Toluène	48
n-heptane	26
Méthanol	0.1
Ether de pétrole	14.6
Huile blanche	15
Acétone	8.1

Tableau (4) : Solubilité dans les conditions de 1 atm et de 20°C du DCP dans quelque solvant.

L'emploi d'un mélange de n-heptane et toluène au lieu du seul toluène dont la solubilité du DCP est bien élevée, est justifié par le fait que le solvant aliphatique est un transporteur de genre plus modeste que celui de l'aromatique.

Les valeurs de concentration dans ci-dessus représente un juste compromis entre deux exigences opposées.

Des solutions très diluées comporteraient, comme on l'a déjà dit, agissent comme des transporteurs à chaîne, et en outre, rendraient nécessaire une augmentation de la quantité de gaz du purge d'ailleurs on ne peut pas concentrer ultérieurement les solutions car on risquerait de précipiter du peroxyde le long de la ligne de haute pression de transfert au réacteur.

Il faut tenir compte, en effet, que la solubilité de DCP dans des conditions standard (20°C et 1atm), n'est pas excessivement élevée et en outre, qu'elle a une tendance à diminuer au fur et à mesure que la pression augmente.

Dans le réservoir V-3005 on prépare une charge environ 2 m³ de solution catalytique de la façon suivante :

- 800 lt n-heptane
- 800 lt toluène
- 350-400 Kg DCP correspondant à 14-16 fûts de 25 Kg chacun
- 80 lt blanche.

Lorsque l'installation est régulièrement en marche, cette quantité et plus que suffisante pour 24 heures de production sur les deux lignes et par conséquent la préparation de la solution a lieu une seule fois par jour.

La solution de DCP doit être préparée immédiatement avant la mise en marche de la ligne ou des lignes de polymérisation et ceci afin d'éviter que la solution ne se décompose en restant longtemps dans V-3005 ou V-3007 en amenant le titre de DCP actif à des valeurs plus basses que prévu.

➤ **Injection de O₂**

L'oxygène est prélevé des bouteilles de stockage à l'état gazeux et injectée à l'aspiration du compresseur primaire à basse pression à l'aide d'une soupape à Solénoïde, la quantité de O₂ stockée doit être suffisante pour quelques jours de travail sur les deux lignes.

L'oxygène est le second initiateur constitue un facteur très important dont il faut tenir compte la variation de polyéthylène pendant la réaction (en condition de régime) est l'environ de 10 à 20 ppm.

Tout l'oxygène alimenté à l'installation est complètement consommé en réaction et portant même dans ce cas de parler de la concentration de l'oxygène dans le gaz alimenté par conséquent en envoyant à réacteur 18 000 g/h d'éthylène on a des débits d'oxygène à régime de 180 à 360 gr/h. La réaction étant très sensible à la quantité d'oxygène, il est en outre indispensable d'avoir des mesures d'oxygène ayant une bonne sensibilité, puisque la quantité d'oxygène en jeu est très basse et il est essentiel au cours de toutes les opérations de fonctionnement et de pré démarrage de contrôle qui peuvent être introduites dans l'installation.

L'étendue optimale de l'activité de l'oxygène est comprise entre 170) 300°C, elle se joint donc très bien à celle du DCP.

Il est commandé directement de la salle de contrôle.

N.B.

Il faut bien contrôler la quantité d'oxygène injectée pour éviter la formation d'un mélange explosif

- Pression de O₂ : 150 Kg /cm²
 - Pression d'injection : 20 Kg/cm²
 - Débit d'oxygène injecté : 160 N l/h
-
- **Modificateurs : (propylène et propane)**

Le propylène et le propane ont une action régulatrice sur le poids moléculaire du polyéthylène, selon le type polyéthylène que l'on désire produire on ne peut alimenter l'unité qu'en propylène ou avec un mélange propane propylène.

La quantité maximale qui doit être alimentée est fournie par les recettes de production inhérentes au type de polymère que l'on veut obtenir. **[3]**

- **Vinyle acétate :**

Le vinyle acétate est employé dans la préparation des copolymères de l'éthylène par conséquent on ne l'introduit dans l'unité que lorsque l'on désire produire des types de polyéthylène bien déterminés.

Le vinyle acétate est injecté dans les refoulements des compresseurs primaires des deux lignes de polymérisation grâce aux pompes volumétriques.

Au point d'injection, il existe une pression supérieure à « 200 atm » pour éviter les phénomènes de condensation.

Le point d'injection du vinyle acétate est en outre assez éloigné du réacteur pour permettre aux réactifs de s'homogénéiser parfaitement.

➤ **Toluène, n-heptane et méthanol :**

Le n-heptane est employé dans la préparation de la solution de DCP et dans la préparation de la solution des additifs.

Le méthanol est employé pour préparer la solution des additifs.

Vérifier toujours que ces produits soient dans les normes en ce qui concerne la couleur car s'ils étaient colorés ou salis, il, ne seraient plus aptes à entrer dans les différentes solutions qui doivent toujours être limpides.

➤ **Xylène**

Le xylène est utilisé dans l'installation pour le nettoyage du réacteur, du séparateur à haute pression et du premier réfrigérant de recyclage à haute pression, en cas de décompositions ou de longues périodes d'arrêt.

➤ **Additifs**

Les additifs que l'on ajoute normalement aux polymères produits sont l'antioxydant et l'agent glissant.

On les ajoute au polymère afin d'améliorer ou d'en conserver les caractéristiques.

La principale fonction de l'agent glissant est de réduire le coefficient de frottement entre des films de polyéthylène superposés en rendant ainsi leur emploi et leur manipulation plus aisés. L'antioxydant a surtout la fonction de maintenir les propriétés du polyéthylène exposé à l'atmosphère inaltérée. Il évite, en effet, les phénomènes d'oxydation qui pourraient jaunir le produit et l'altérer.

Les additifs sont injectés dans l'extrudeuse par des pompes doseuses alternatives à haute pression.

On a prévu quatre types de solution d'additifs selon le type de polymère que l'on désire obtenir.

La quantité d'additifs à injecter dans le polymère varie selon le produit. Elle doit cependant, être comprise dans les limites de spécification établies pour un produit déterminé.

3. Variable du procédé indépendantes :

On définit comme variables de procédé indépendantes du procédé du ABCD pour la polymérisation de l'éthylène à haute pression, les variables sur lesquelles on peut agir directement afin de modifier l'assiette de la réaction et d'intervenir sur les caractéristiques du polymère.

On doit en tout cas tenir compte du fait que parfois il faut apporter plusieurs variations combinées d'une manière appropriée pour maintenir tout l'ensemble à un niveau qui soit le meilleur possible.

➤ Pression de réaction :

La pression de réaction est réglée au moyen de la soupape de fond du réacteur et est périodiquement et soudainement réduite : en obtenant ainsi des pulsations de pression qui prennent le nom de « bumping ».

La pression qui est considérée est la pression moyenne de la partie du réacteur où la polymérisation a lieu et qui tient compte aussi bien des pertes de charge dans cette partie du réacteur que des pulsations périodes de pression ; il s'agit en autres mots d'une valeur moyenne qui se vérifie aussi le long du réacteur que dans le temps.

➤ Concentration d'oxygène

On considère la concentration d'oxygène dans le courant de gaz en alimentation au réacteur en tenant compte du fait que tout l'oxygène présent dans le système est celui qui est alimenté en aspiration au compresseur primaire.

➤ **Concentration de peroxyde à basse énergie d'activation :**

Dans ce cas aussi, on considère que peroxyde à basse énergie d'activation dans le courant de gaz en alimentation au réacteur, en tenant compte du fait que tout le peroxyde qui est présent dans le système est celui qui est injecté par les pompes de l'appareil d'initiation.

➤ **Type et concentration de modérateur**

On considère la concentration de modérateur dans le recycle à basse pression, car elle peut être aisément mesurée et facilement rapportée à des valeurs de concentration de modérateur dans d'autres courants de l'installation au moyen de simples bilans des matières.

4. Description du procédé :

L'unité en question utilise le procédé ABCD (asphaltes, bitumes, cimenterie, dérivés) et comme on l'a déjà indiqué, l'unité utilise également l'éthylène comme matière, cette dernière se présente à l'état frais à la pression 18,5 +/- 1,5 atm et à une température de 40-50°C puis elle se sépare en deux courants alimentant deux lignes de production identiques, parallèles et indépendantes ou chaque ligne a un facteur d'utilisation équivalent à 8000 h/AN et une capacité de production de 24000 T/An, cela donne au total 48 000 T/An pour toute l'installation.

Comme toutes les autres installations du complexe, l'installation en question se compose de différentes sections principales et cela pour chaque ligne. Ces différentes sections sont les suivantes:

- Compression.
- Réaction.
- Extrusion et coupe.
- Mélange et ensachage.

Ces derniers ont en commun les sections suivantes :

- Vapeur, condensât et eau de réglage de température.
- Stockage et expédition en sac, en vrac.
- Présentation du catalyseur et de produits chimiques.

4.1 Compression :

Dans la section compression a lieu, tout d'abord, une compression de l'éthylène frais mélangé à l'éthylène provenant du recyclage à basse pression dans le compresseur primaire K-1000 (K-2000) l'éthylène comprimé dans le primaire est mélangé à l'éthylène provenant du recyclage à haute pression et est ensuite comprimé dans le compresseur secondaire K-2001 (K-2001) jusqu'à la pression de réaction. [3]

4 .1.1 Compression primaire :

L'éthylène frais est alimenté à une pression de 16-20 atm et à une température de 20-50°C.

Il est avant tout analysé de façon continue à travers un analyseur pour déterminer la concentration des hydrocarbures et à travers un second analyseur pour déterminer a concentration de l'oxygène.

L'éthylène frais se sépare en deux courants qui alimentent respectivement la ligne A et B comme courant de make-up, il se mélange à l'éthylène provenant du recyclage à basse pression et est alimenté au récipient d'aspiration du compresseur primaire V-1000/2000 dans lequel la pression est maintenue constamment égale à environ 16,2 atm.

Avant d'être alimenté au compresseur primaire l'éthylène est mélangé avec le modérateur (propane ou mélange propane + propylène) provenant des pompes et avec l'initiateur secondaire de réaction O₂ passant ensuite à travers le filtre pour être libéré de la présence de cires ou d'autres particules étrangères.

L'éthylène comprimé à 220-265 atm et sa température à la sortie du réfrigérant final est de 40°C environ.

Le K 1000 est un compresseur alternatif à trois étages, il existe un cylindre pour chaque étage de compression le cylindre du premier étage est à double effet ; ceux du deuxième et troisième étage sont à simple effet. Le compresseur est actionné par un moteur électrique. Le réglage de débit est effectué de façon continue de 100 % à 50 % au moyen d'espaces morts à volume variable sur le cylindre du premier étage.

4.1.2 Compresseur secondaire:

L'éthylène comprimé par le compresseur primaire K-1000/2000 s'unit au courant d'éthylène provenant du recyclage à haute pression, après que celui ci ait subit un refroidissement dans l'échangeur jusqu'à atteindre la température de 40°C environ. Ensuite l'éthylène est alimenté au compresseur secondaire après être passé à travers un filtre de type in-line pour être libéré des cires ou des éventuels autres corps étrangers.

L'éthylène est alimenté au compresseur à une température de 30-40°C et à une pression de 220-250 atm et est comprimé à une pression de 2200-2650 atm suivant les exigences du procédé, la température de refoulement est de 75-85°C.

Le K-1001/2001 est un compresseur alternatif à deux étages ayant deux cylindres opposés à simple effet pour chaque étage de compression. Le compresseur est actionné par un moteur électrique synchrone au moyen d'un accouplement direct.

Et est muni de deux réfrigérants intermédiaires du type à double tube refroidis à l'eau et sont montés respectivement sur les refoulements des deux cylindres de premier étage.

La température de l'éthylène après le premier étage de compression est de 85-100°C et diminue jusqu'à 40°C après le réfrigérant intermédiaire la pression varie entre 1000 et 1500 atm.

4.1.3 Recyclage basse pression : (K 1002/2002)

Le gaz provenant de séparateur à basse pression V-1011/2011 et envoyé au séparateur V 1012/2012 à travers une conduite chemisée dans laquelle circule de la vapeur à 30 atm. Après dans celui-ci a lieu la séparation de polymère éventuellement entraîné par le gaz.

Avant d'alimenter le compresseur de recyclage K-1002/2002, le gaz traverse le réservoir V-1014/2014 et passe par un filtre qui sert à retenir les éventuelles particules qui ne l'ont pas été précédemment.

Le gaz est aspiré à une pression de 1,3 – 2,5 atm et à une température de 40°C environ, il est comprimé jusqu'à une pression de 20 atm. La température de refroidissement est de 45°C environ.

Le compresseur est alternatif à deux étages actionné par un moteur électrique, couplé directement au moyen d'un réducteur de vitesse. Il existe un cylindre pour chaque étage, ils sont lubrifiés et à double effet. Le compresseur est muni de réfrigérants intermédiaire et final E-1009 A/B (E-2009 A/B) et d'un séparateur intermédiaire V – 1016/2016.

4.2 Section de polymérisation de C₂H₄

4.2.1 Polymérisation

L'éthylène provenant du compresseur secondaire est alimenté au réacteur de polymérisation R- 1000/2000. La pression à l'entrée du réacteur est réglée par l'instrument de contrôle PRC 126 qui agit sur circuit.

Le réacteur est du type tubulaire à serpentin. Chaque spire est constituée par deux portions rectilignes et deux coudes.

Toutes les barres (tubes) formant le réacteur ont la même longueur et sont chemisées. Au total il y a 74 barres, ce qui représente environ 740 mètres.

La chemise du réacteur est subdivisée en trois zones dans lesquelles circulent trois courants d'eau thermo statée.

Les courants de H₂O alimentés dans la première et la troisième zone sont au même thermique (température de 180°C et pression de 40 bars). L'H₂O alimenté dans la deuxième zone à généralement un niveau thermique supérieur à celui des deux autres.

L'eau sortant de la première et la deuxième zone retourne respectivement aux chaudières. L'eau de la troisième zone est envoyée dans l'enveloppe.

L'initiateur décanoile- peroxyde DCP est injecté à la quatrième barre, au moyen d'une pompe alternative. L'éthylène contenant l'initiateur est chauffé jusqu'à la température à laquelle commence à se décomposer, et par conséquent l'éthylène commence à polymériser.

La polymérisation est de type radicalaire le mécanisme de la réaction est divisé en trois phases : Initiation – propagation – terminaison.

Le réacteur est subdivisé en trois zones :

➤ **Zone de préchauffage (75-105°C) :** L'éthylène est réchauffé par l'eau dans les premiers tubes du réacteur jusqu'à atteindre la température de 95-105°C à laquelle l'activité de l'initiateur (DCP) devient sensible. Une fois la réaction amorcée, la température du gaz augmente rapidement vu la nature exothermique de la réaction de polymérisation. Une partie de la chaleur de réaction est éliminée par échange thermique avec l'eau se trouvant dans la chemise dès que le profil thermique du gaz arrive au dessus de celui de l'eau.

➤ **Zone de réaction (105-280°C) :** C'est la zone la plus importante où une partie de l'éthylène va se transformer en polyéthylène. A une température de l'ordre de 180°C, lorsque le DCP est pratiquement épuisé, l'O₂ devient actif et fait poursuivre la réaction.

➤ **Zone de refroidissement : (280 – 240°C) :** Dans cette zone, le fluide est refroidi avant l'expansion dans le séparateur à haute pression ou le réacteur agit seulement comme un simple échangeur de chaleur.

En ce qui concerne l'eau qui circule dans les chemises, deux niveaux peuvent apparaître : Le premier niveau concernant la zone de réaction ou la température de l'eau est de 170 à 175°C. Le choix de la température de l'eau dépend des conditions de propriétés du réacteur.

Le deuxième niveau concerne les zones de préchauffage et de refroidissement, la température de l'eau doit pouvoir porter l'éthylène à la température d'amorçage (DCP) environ 105°C.

Dans la zone de refroidissement, il est concevable qu'elle soit plus basse possible, compatibles avec les dangers d'encrassement afin de rendre l'échange thermique le plus bas possible.

La température maximale qui peut être atteinte par le mélange éthylène polyéthylène à la fin de la réaction est de l'ordre de 300°C, pour des raisons de sécurité, par la suite, le mélange est refroidi par l'eau se trouvant dans la chemise jusqu'à atteindre une température de 220-250°C à la sortie du réacteur. **[3]**

4.2.2 Séparation à haute pression :

Le mélange éthylène- polyéthylène sortant du réacteur est alimenté au séparateur à haute pression. La pression dans le séparateur est de 220-270 Kg/cm² et la température de 230-300°C , le gaz séparé est envoyé au recyclage à haute pression par un train réfrigérant E-1006/2006, E-1007/2007 A/G , qui sont des échangeurs à faisceau et calandres à extrémité fixes montées verticalement.

Les cires et les polymères à faible poids moléculaire qui se séparent pendant le refroidissement du gaz sont séparés dans le séparateur V 1007-1008A/G, (V2007-2008 A/G). Auxquels le gaz est alimenté au cours du passage entre un réfrigérant et les suivants et sont périodiquement vidangés ,des séparateurs,au ballon V 1010-2010 ou l'éthylène se libère des cires à cause de la diminution de pression de (220-270 atm) à (1-2 atm). Le séparateur est chemisé : dans la chemise est alimentée de la vapeur de thermostatisation à 30 ATA. Du fond du séparateur sort un courant constitué par le polymère et une partie du gaz non réagit qui ne s'est pas séparé du polymère mais est transporté mécaniquement avec celui-ci de haut sort le gaz séparé.

4.2.3 Recyclage à haute pression :

Le gaz séparé de polymère provenant du séparateur à haute pression est envoyé à un train de refroidissement composé par des réfrigérants. Dans la chemise du premier réfrigérant circule en contre courant avec le gaz, l'eau.

Le réfrigérant suivant est un échangeur à faisceau de tubes à extrémités fixes montés verticalement. Le gaz est envoyé du haut en bas côté tubes en une seule passe, le fluide réfrigérant du côté enveloppe.

Dans le premier réfrigérant, le gaz est refroidi jusqu'à une température maximale de 200°C par l'eau sortant de la dernière zone eaux du réacteur. Ensuite, il est refroidi jusqu'à 80°C dans le deuxième réfrigérant. La température de l'eau thermo statée est de 60°C.

Les cires et les polymères à faible poids moléculaire qui se séparent pendant le refroidissement du gaz sont séparés dans des séparateurs centrifuges. Les cires sont périodiquement vidangées des séparateurs vers un ballon collectif. La pression dans ce dernier est de 1-2 kg/cm².

L'éthylène se libère des cires à cause de la diminution de pression. Les cires sont déchargées à la terre sur des plaques de cuivre anti-étincelles.

Les séparateurs sont chemisés ; dans la chemise est alimentée de la vapeur thermostatation à 30 ATA afin de maintenir les cires fluides.

4.2.4 Séparation à basse pression :

Le courant de polymère fondu et de gaz de transport sortant du fond du séparateur à haute pression (V-1006) est envoyé au séparateur à basse pression à travers une conduite chemisée avec vapeur à 30 atm . L'entrée dans le séparateur est tangentielle et permet une séparation gaz polymère du type centrifuge la pression de service dans le séparateur est de 1,8 à 3,5 atm. Ainsi bien le gaz de transport que le gaz dissout dans le polymère y est séparé ; ils sont ensuite envoyés à travers le recyclage à basse pression à l'aspiration du compresseur de recyclage (K-1002).

4.3 Section extrusion et coupe

Le mélange polymère et éthylène qui n'a pas réagit entre dans le séparateur à haute pression (SHP) ou s'effectue une première séparation.

L'éthylène sort par le sommet contenant des cires à bas poids moléculaires qui sont éliminés par différence de température suivant une batterie d'échangeurs et de séparateurs.

Les cires sont collectées vers un récipient ou ils sont purgés dans des caisses. Par contre l'éthylène est recyclé à l'aspiration du compresseur secondaire.

Du fond du SHP sort le polymère avec une partie de gaz servant de transport. Ce dernier est encore détendu à 27 à 3 Kg/cm² par le biais de la prc 129v puis entre tangentiellement dans le séparateur à basse pression (SBP), ce qui facilite la séparation.

Le polymère fondu alimente l'extrudeuse ou a lieu l'addition de l'anti- oxydant et des agents de glissement dépendant du type du polymère produit.

Par l'intermédiaire d'une vis sans fin le polymère est poussé vers la tête de coupe ou ce dernier est extrudé sous forme cylindrique.

La coupe s'effectue sous l'eau distillée. Les granules refroidis sont séparés de l'eau dans le séchoir centrifuge et séchés puis envoyé au tamis vibrant pour éliminer

les grosse et les fines particules, qui sont formées principalement durant le démarrage de l'extrudeuse. Puis par gravite les granule passent dans la balance production.

Après le polymère est acheminé par air de transport au niveau des silos d'analyse.

4.4 Section homogénéisation, stockage et expédition

4.4.1 Homogénéisation

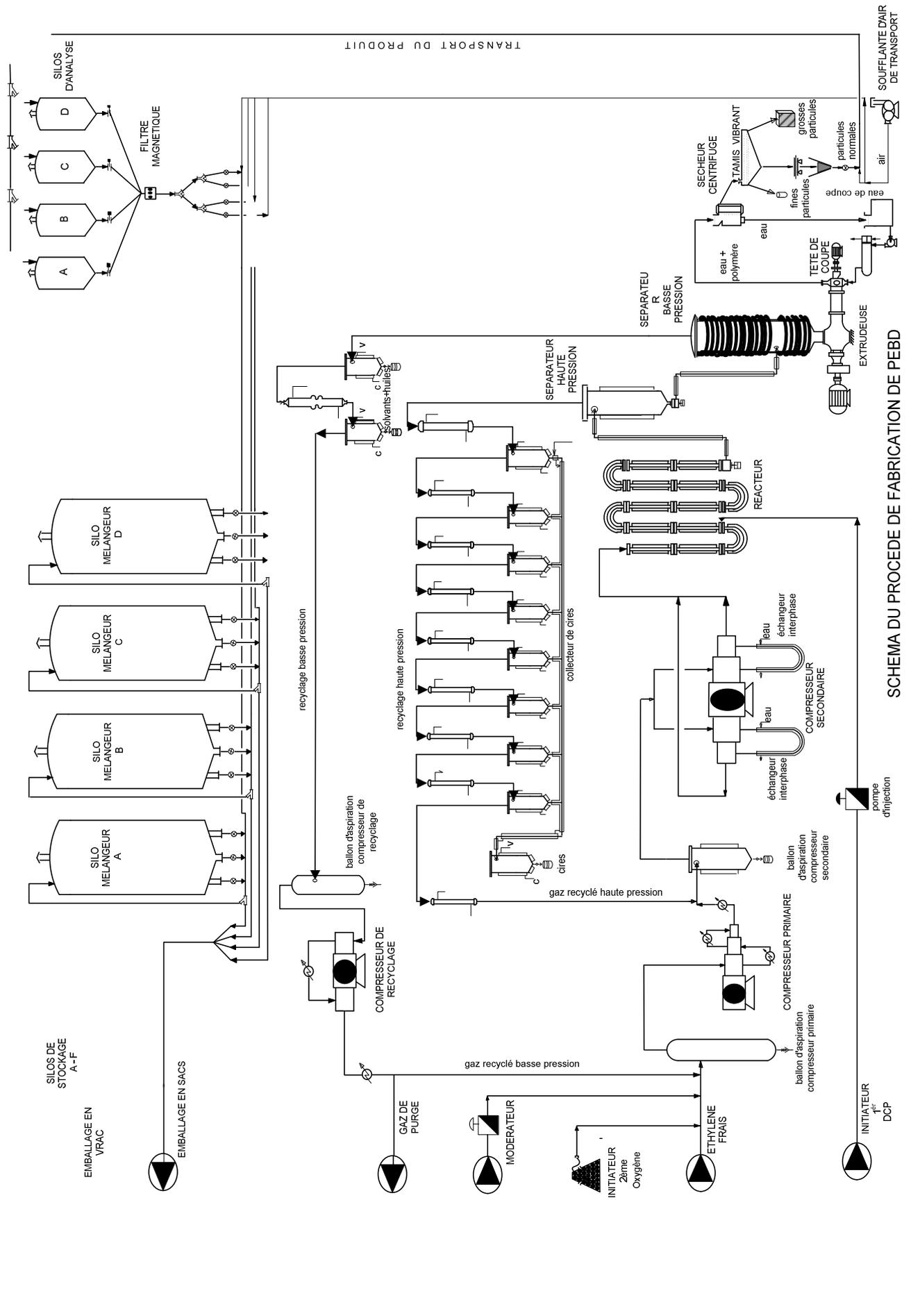
Le polymère provenant de la section extrusion par le biais d'une soufflante est soumis à une analyse préliminaire dans les silos d'analyse, puis transféré au niveau des silos d'homogénéisation ou les polymères sont mélangés en vue de l'obtention d'une MFI homogène.

Ce mélange dure environ 14 heures puis le polymère est transféré soit à l'ensachage soit au stockage (Silos de Stockage)

4.4.2 Stockage, ensachage, chargement en vrac

Après l'homogénéisation, le polymère peut passer des récipients de mélange aux systèmes d'ensachage ou bien être envoyé au système de chargement en vrac ou aux systèmes d'ensachage.

Il est possible de faire passer le polymère d'un silo dans l'autre.



5. Chimie du procédé :

Le procédé ABCD prévoit la polymérisation d'éthylène à haute pression dans un réacteur tubulaire avec mécanisme du type radicalaire.

Cette polymérisation présente certaines difficultés dues aux hautes pressions et hautes températures qui s'y sont employées.

L'éthylène peut être polymérisé selon différentes techniques, dont la plus connue et la plus utilisée est la polymérisation en masse. Cette technique présente deux systèmes :

- Un système où le polymère est soluble dans son monomère (polymérisation homogène).
- Un système où le polymère est insoluble dans son monomère (polymérisation hétérogène).

Les opérations de base sont les suivantes :

- Compression d'éthylène jusqu'à 1000-3000 atm.
- Introduction d'un initiateur radicalaire.
- Réchauffement du mélange jusqu'à température 100-200 °C pour commencer la polymérisation.
- Diminution par degré de la pression dans plusieurs séparateurs de façon à séparer l'éthylène non réagi du polymère.
- Extrusion et coupe du polymère fondu.
- Refroidissement de l'éthylène non réagi sortant des séparateurs avec élimination des polymères à bas poids moléculaire (cires) et recyclage aux compresseurs.

Dans le procédé deux types d'initiateurs sont utilisés, l'un à basse énergie d'activation, c'est-à-dire en mesure de commencer la polymérisation autour de 110-120°C et l'autre à haute énergie d'activation, c'est-à-dire en mesure de faire continuer la polymérisation jusqu'à 290-300°C.

Les initiateurs à basse énergie d'activation utilisés dans le procédé sont les peroxydes suivants :

- Decanoil peroxyde.
- Isononanoil peroxyde.
- Octanoil peroxyde.

L'isononanoil peroxyde et l'octanoil peroxyde présentent l'avantage d'être très solubles dans la plupart des solvants organiques ; cependant, a cause de leur vitesse de décomposition, ils n'arrivent pas à se raccorder parfaitement avec le peroxyde a haute énergie d'activation, a moins qu'ils ne soient utilisés en grande quantités.

Le décanoil peroxyde n'est pas aussi soluble, il arrive toute fois a se raccorder parfaitement le peroxyde a haute énergie d'activation.

Le peroxyde à haute énergie d'activation utilisé dans le procédé est l'oxygène.

Le mécanisme suivant lequel l'oxygène arrive à fournir des radicaux n'est pas parfaitement bien connu, il semble toute fois qu'il réagisse avec l'éthylène en donnant des produits oxygénés qui libèrent ensuite des radicaux.

Ce mécanisme compliqué agit en sorte qu'il ait un certain temps d'induction pour la formation des radicaux, c'est-à-dire un intervalle de temps entre l'entrée en réaction de l'oxygène et la formation des premiers radicaux.

Ce temps d'induction est fonction de la pression, de la température, et de la concentration en oxygène suivant la formule suivante : **[3]**

Le temps d'induction en sec est de :

$$t = 1,2 * 10^{-10} P^{-1} [O_2]^{0,23} e^{-E / RT}$$

- P = pression de réaction en Kg/cm².
- [O₂]= concentration de l'oxygène en mol/l.
- E= énergie d'activation de l'oxygène= 31000 cal/mole.
- R=constante des gaz=1,98 Kcal/Kmole°C.
- T=température de réaction en K.

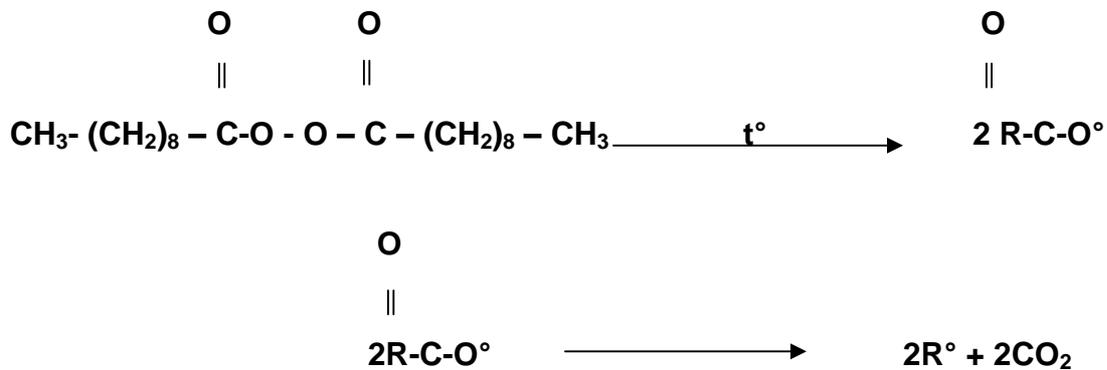
6. Mécanisme réactionnel :

La réaction de polymérisation considérée dans le procédé ABCD a lieu suivant un mécanisme radicalaire qui peut être subdivisé en plusieurs phases :

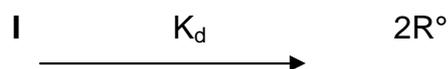
6.1 Réaction d'amorçage (ou d'initiation)

C'est la réaction de décomposition d'initiateurs introduits dans le mélange réactionnel, celle-ci se produit par un mécanisme thermique qui rompe les liaisons covalentes pour former des radicaux libres R°.

Ces réactions se caractérisent généralement par une forte endothermique et une énergie d'activation élevée qui les rend plus lentes que les étapes de propagation.



Donc c'est la formation des radicaux libres.



L'expression de la vitesse de cette réaction est la suivante :

$$V_d = k_d [I]$$

Où k_d est la constante de vitesse.

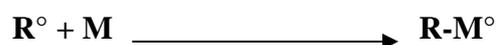
6.2 Réaction de propagation

Pendant cette phase a lieu la croissance de la macromolécule par réaction entre les radicaux présents (R°) et le molécules d'éthylène (M) par ouverture des liaisons doubles.

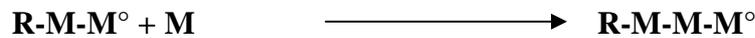
Ces réactions sont exothermiques et leurs énergies d'activation sont le plus souvent faibles par rapport à celles des étapes d'initiation.

L'importance des mécanismes des réactions de propagation est remarquable car ils conditionnent la structure et les propriétés du polymère obtenu.

Une molécule de monomère s'additionne sur le radical libre d'initiateur en donnant un autre radical.



Développement de la chaîne de propagation :



La vitesse de propagation est donnée par :

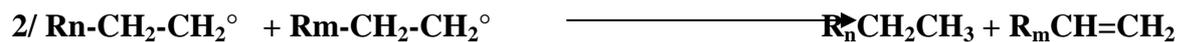
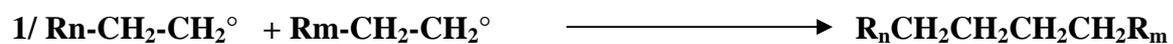
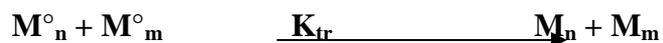
$$V_p = k_p [M] [R^\circ]$$

6.3 Réaction de terminaison

Cette réaction qui provoque la disparition de radicaux peut avoir lieu suivant deux mécanisme :

Combinaison ou disproportion.

Ces mécanismes sont respectivement :



Les vitesses de ces deux réactions peuvent s'exprimer comme indiqué ci-dessous :

$$V_{tr} = k_{tr} [R^\circ]^2$$

6.4 Réaction de transfert de chaîne

Lors de ces réactions, le radical libre situé sur la chaîne macromoléculaire croissante est transféré de celle-ci à une autre molécule présente dans le milieu : amorceur, monomère, solvant, polymère ou modificateur.

Ces réactions modifient sensiblement la masse moléculaire du polymère formé et cette variation permet de déterminer l'importance relative des différents types de transfert.

7. Les avantages et les inconvénients du PEbd :

7.1 Les avantages :

- Souplesse, résistance aux chocs (objets pratiquement incassables)
- Inertie chimiques, résistance à l'acide fluorhydrique qui attaque le verre et la plupart des Métaux
- Imperméabilité à l'eau
- Qualité alimentaire
- Coût réduit
- Moulage et extrusion facile, cadences élevées.

7.2 Les inconvénients :

- Sensibilité à la fissuration sans contrainte.
- Nécessité d'anti- oxydants pour éviter le vieillissement (sensibilité aux UV sauf sans couleur Noire)
- Perméabilité au gaz.
- Destruction par les rougeurs à l'état normal.
- Important retrait au moulage.
- Traitement préalable avant impression, collage difficile, soudure HF impossible.

8. Les applications du PEbd :

En fonction des applications, les productions de PEbd commercialisent une gamme très large de produits. Les PE bd sont largement employés sous la forme de films d'enveloppement, des sacs et de sachet de grande contenance pour l'emballage des engrais, des matières plastiques et de divers produits chimiques, ou de moyenne et de petites contenance, pour l'emballage des produits agroalimentaires (fruits, légumes, surgelés, etc....) des articles de l'industrie textile, des pièces mécaniques, des produits d'hygiène et de santé, etc....

Le PEBD peut être « étiré à froid » pour donner des films, cette application consiste à enrouler autour d'une charge palettisée un film sous forte tension. C'est cette dernière qui assure la cohésion de la charge pendant le transport et le stockage. La technique de l'étirage à froid a deux avantages principaux : investissement faible et économie d'énergie.

Les bonnes propriétés électriques et mécaniques des PEBD sont mises à profit dans l'industrie de la câblerie. Le PEBDR est employé comme isolant des conducteurs élémentaires et comme gaine extérieur des câbles des télécommunications urbaines et interurbaines. Des qualités spéciales en PEBDR de grande pureté ont trouvé leurs emplois comme isolants dans les câbles sous marins

Le PEbdr réticulé chimiquement est employé comme isolants des câbles bas et moyenne tension.

Les complexes à base de papier, de carton ou d'aluminium enduits de PEBDR employés surtout comme matériaux d'emballage dans diverses industries. Par exemple, les emballages de forme brique constitué en PEBDR/Aluminium : PEBDR pour le lai de longue conservation.

Les tubes en PEbdr sont utilisés pour les adductions d'eau à des pressions inférieures à 6 bars, les évacuations d'effluents divers et comme tubes électriques.

Les poudres de PEbd (qui sont obtenues par broyage mécanique des granulés) sont utilisées par rotation et l'enduction de tissus et du tapis.

9. Laboratoire d'analyses :

Le laboratoire des analyses du polyéthylène se trouve à côté de la salle de contrôle de l'installation polyéthylène de façon à faciliter le transport des échantillons et la transmission des résultats analytiques.

Laboratoire d'analyses : Dans cette salle on effectue les analyses suivantes :

- **Melt flow index (MFI):**

Définition : il s'agit de la quantité, en poids de polyéthylène extrudé en 10 min d'un orifice de 2,095mm, de 8mm de longueur, à la température de 190°C et sous une charge de 2160g.

Signification : le MFI est une mesure de fluidité à l'état fondu qui donne des indications sur la vitesse d'extrusion du polyéthylène fondu dans des conditions semblables à celle aux quelles il est soumis dans les machines pour le traitement industriel, c'est-à-dire sur les possibilités de traitement d'un produit.

Il ne représente pas une propriété fondamentale, mais un paramètre empirique influencé par les propriétés physiques, par la structure moléculaire du polymère et par les conditions de mesure.

En effet, la valeur du MFI ne caractérise pas complètement le comportement fluído- dynamique des polymères fondus qui au point de vue du comportement rhéologique, sont classés parmi les substances pseudo plastiques, c'est-à-dire les substances dont la viscosité diminue au fur et à mesure qu'augmente le gradient de vitesse qui existe entre les plans ayant un glissement relatif.

Généralement des valeurs de MFI élevées correspondent à de bonnes valeurs de possibilités de traitement, des valeurs de MFI faibles indiquent qu'il s'agit de polymère à forte résistance mécanique.

Par conséquent, il représente le paramètre fondamental pour contrôle de l'uniformité de propriété de flux de polymères produits, c'est-à-dire la constante des caractéristiques qui dépendent de l'indice de fluidité.

- **Contamination sur granulés :**

Définition : les contaminations sur les granules comprennent :

- Granule totalement ou partiellement oxydés.
- Granules contaminés par des particules étrangères non métalliques.
- Granules contaminés par des particules métalliques.

Signification : Elles indiquent la présence dans le polymère d'anomalies dues à une oxydation partielle ou à la rupture de parties métalliques.

- **Particules métalliques**

Définition : il s'agit des contaminations sur les granulés du polyéthylène qui sont attirés par l'action magnétique d'un aimant.

Signification : elles indiquent la présence, dans le polymère, de particules dues à la rupture de parties métalliques avant ou en cours de l'extrusion et agglomération en boulettes du polyéthylène fondu.

- **Densité équivalente :**

Définition : il s'agit de la densité qu'aurait un homopolymère polyéthylénique ayant la même cristallinité que le copolymère en examen. Elle s'obtient à travers une courbe de graduation qui permet de déterminer la différence entre la densité mesurée et celle équivalente en fonction du pourcentage du comonomère.

Signification : elle a pour un copolymère polyéthylénique la même signification que celle qu'a la densité mesurée à 23°C pour un polyéthylène homopolymère.

Occasionnellement on y effectue également :

- **Résistance au Stress cracking :**

Définition : il s'agit du temps après lequel 50% des échantillons de polymère, sur lesquels on a effectué une entaille, présente des ruptures ou des fissurations de 3 mm de longueur au moins après avoir été soumis à un effort (par pliage uniforme) en contact avec des liquides tensioactifs à 50°C.

Signification : il s'agit d'une évaluation de la susceptibilité des polyéthylènes à la rupture sous effort en présence d'un agent superficiellement actif. Elle donne la résistance que le matériau offre en présence de savons, d'agent tensioactifs et détergents, pour la caractérisation du polyéthylène pour tubes et câbles.

- **Swelling ratio.**

Définition : il s'agit du rapport entre le diamètre D_s du cordon qui se forme au plastomètre à extrusion pendant que l'on mesure le MFI à 190°C et sous une charge de 2160 g et le diamètre D_f de la filière.

$$SR = D_s / D_f.$$

Signification : le rapport de gonflement (SR) est un indice des fonctions viscoélastiques du polymère à l'état fondu. Il fournit des indications sur les possibilités de traitement du polymère et donc sur les avantages que l'on peut avoir à l'utiliser pour des applications particulières l'étampage (par soufflage et par injection) et les revêtements.

Laboratoire physique : Dans cette salle on effectue les analyses suivantes :

- **Haze :**

Définition : il s'agit du pourcentage de lumière transmise qui, en passant à travers l'échantillon du film, est déviée, par diffusion du rayon incident, d'un angle supérieur à 2,5°.

$$\text{Haze \%} = T_d / T_t * 100 \quad \text{tel que } T_d = \text{transmittance diffusée et } T_t = \text{transmittance totale.}$$

Signification : il s'agit d'une mesure de propriétés de transmission de la lumière à travers les films polyéthyléniques.

L'effet visible de l'Haze est de conférer au film un aspect laiteux. L'haze est essentiellement due à la présence de sphérules, aussi bien à l'intérieur que sur la surface du film.

- **Gloss.**

Définition : il s'agit de la réflectance lumineuse relative d'un échantillon de film polyéthylénique dans la direction spéculaire lorsque le rayon incident à un angle de 60°.

Signification : il indique le degré auquel la surface du film du polyéthylène simule un miroir parfait dans sa capacité de réfléchir la lumière incidente.

- **Contamination sur film.**

Définition: il s'agit nombre par unité de surface, de corps étrangers, de points noirs, de particule colorée et particules oxydées. Il est exprimé en N°/dm^2 .

Signification : il s'agit d'une évaluation de l'aspect qualitatif des films de polyéthylène par rapport à la présence de contaminations dues aux opérations de finissage du polymère.

- **Défaut du film.**

Définition : on entend par défauts sur film tous les agglomérations constitués exclusivement de polyéthylène à l'état naturel visibles sur le film de polyéthylène.

Signification : il s'agit d'une évaluation du manque d'homogénéité visible du film poly éthylénique du au polymère contaminé par la présence de matériau de MFI visiblement différent.

Occasionnellement :

- **Température de ramollissement Vicat :**

Définition : il s'agit de la température a laquelle une aiguille plate de 1mm² de section pénètre de 1mm dans une plaquette d'échantillon ayant une épaisseur de 3,15 mm, sous une charge de 1Kg et vitesse uniforme de montée de la température.

Signification : il indique la température effective a laquelle la produit commence a ramollir, c'est-à-dire, la température au delà de laquelle la pénétration augmente rapidement parce que le polymère perd considérablement de sa rigidité. Le point de ramollissement Vicat donne par conséquent une indication de la température maximale a laquelle le matériau peut être utilisé.

- **Température de fragilité :**

Définition : il s'agit de la température évaluée d'après les caractéristiques, a laquelle l'on a la rupture fragile de 50% des échantillons pris en examen dans des testes standardisés.

Signification : la valeur de la température de fragilisation est très proche de celle de transition vitreuse a laquelle les polymères prennent les caractéristiques propres de l'état vitreux, c'est-à-dire dureté, rigidité et fragilité. Elle donne donc une indication de la température minimale a laquelle le matériau peut être travaillé.

- **Résistance au déchirement.**

Définition : il s'agit du rapport entre la charge maximale en g appliquée à la vitesse traction de 51mm/min jusqu'à la rupture complète de l'échantillon et l'épaisseur initiale de cet échantillon en cm. Il est exprimé en g/cm.

Signification : il s'agit d'une évaluation de la résistance au déchirement des films poly éthylénique, en mesurant la force nécessaire pour commencer les déchirure.

Salle conditionnée :

- **Charge de rupture.**

Définition : il s'agit de la charge de traction par unité de surface de la section initiale transversale de l'échantillon, au moment de la rupture, elle est exprimée en Kg/cm².

Signification : il s'agit d'une donnée permettant d'évaluer les possibilités d'applications industrielles du polyéthylène.

- **Résilience (impacte).**

Définition : il s'agit du poids du dard au quel 50% des échantillons se rompt, lorsque l'on fait tomber ce dard d'une hauteur de 66cm.

Signification : il s'agit d'un indice de ténacité du film poly éthylénique, c'est-à-dire de la caractéristique du matériau à être déformé sous l'effet de chocs sans se rompre.

Spécifications des produits 1^{ers} classe :

B 24/2 (BD 09) :

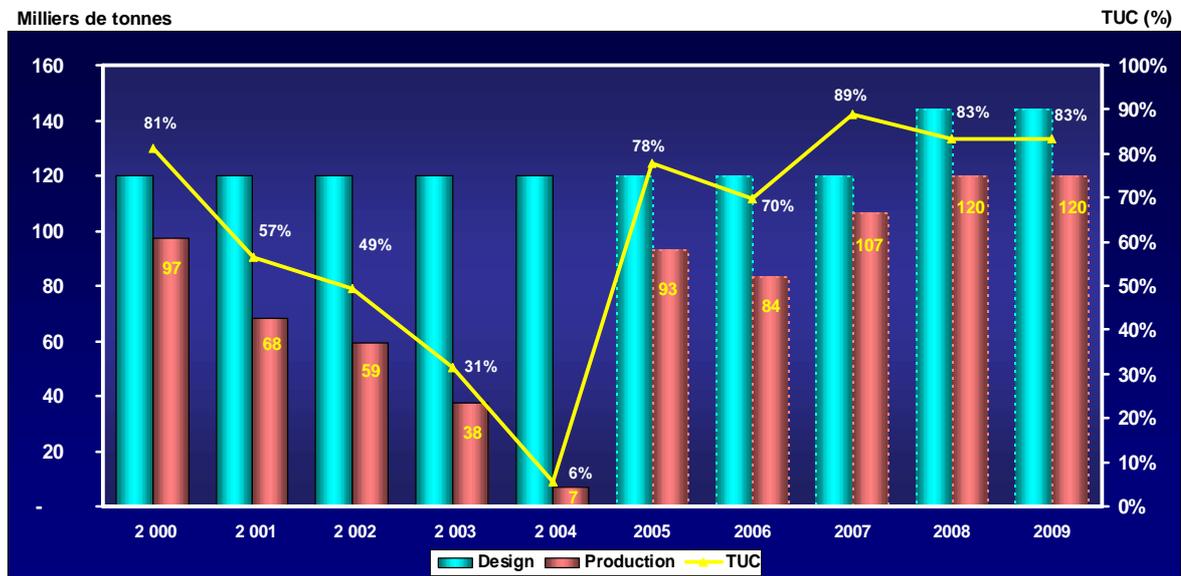
Caractéristiques	Réaction	Produits fins
Melt Flow Index	0.85 - 1.55	1.2 +- 0.3
Densité à 23°C	-	0.9235 +- 0.0015
Contamination sur film	0.05	0.04
Particules métalliques	0	0
Défauts sur film	0.5	0.45
Contamination sur granules noires	-	-
Contamination sur granules oxydés	-	-
Haze	-	-
Gloss	-	-
Résilience	-	80 min
Résistance à la rupture sur film	-	180 Kg/cm
Anti-oxydant (topanole)	-	80
Agent de glissement	-	-
Vicat	-	94
Résistance au déchire	-	130Kg/cm
Température de fragilité	-	< -60°C

CHAPITRE IV

IV. Marché du polyéthylène

IV. ETUDE DU MARCHÉ :

Évolution de la production de l'éthylène

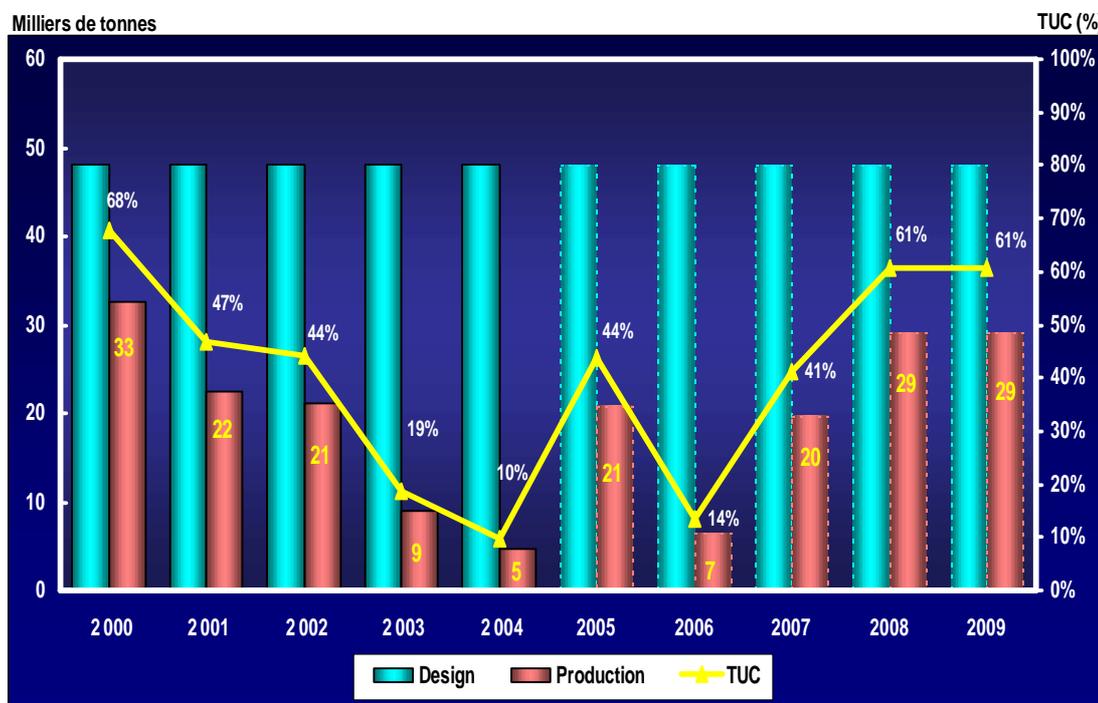


- La production moyenne d'éthylène sur la période 2000-2004 s'élève à près de **54 KT**, soit un TUC moyen de **45%**.
- La capacité installée passera de **120 KT** à **144 KT** en 2008.
- La production atteindra 120 KT en 2008, soit un TUC de **83%**.

La production moyenne de l'éthylène sur la période allant de 2000 à 2004 s'élève à près de 54000 T/an, soit un taux d'utilisation des capacités installées de 45%.

Les projections pour 2008-2009 seront de l'ordre de 120000 T/an, soit un taux d'utilisation des capacités installées de 83%. Ceci ne sera réalisable que dans la mesure où le REVAMPING de l'unité éthylène sera finalisé, ce qui portera la production design de 120000 T/an à 144000 T/an.

Évolution de la production de poly éthylène : PEBD



- La production moyenne sur la période 2000-2004 s'élève à près de **18 KT**, soit un TUC moyen de **37%**.
- La production atteindra **29 KT** à l'horizon 2009, soit un TUC de **61%**.

La production moyenne de PEBd sur la période allant de 2000 à 2004 a été de 18000 T/an, soit un taux d'utilisation des capacités installées de 37%.

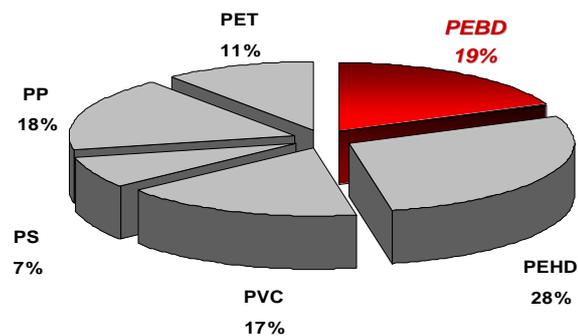
Les projections pour 2009 seront de l'ordre de 29000 T/an, soit un taux d'utilisation des capacités installées de 61%.

Évolution de la demande de polyéthylène : PEBD



- ⇒ Le taux de croissance annuel moyen enregistré sur la période 1999-2004 est de **6.2%**.
- ⇒ La consommation de PEBD atteindrait **53 KT** à l'horizon 2009.

Consommation nationale de PEBD en 2004



Demande nationale en polymères = 253 266 tonnes

- ⇒ Le PEBD représente **19%** de la demande nationale en 2004 avec plus de **47 KT**.

Compte tenu des statistiques de consommation du PEbd sur la période 2000-2004 nous constatons une augmentation de la demande de 20% annuellement. Les projections pour 2009 seront de l'ordre de 95000T/an.

Tenant compte de la demande très forte en PEbd par rapport aux capacités existants, en prenant en considération les projections de production d'éthylène à l'horizon 2009, il nous paraît opportun de prévoir le revamping de l'unité polyéthylène avec augmentation de la capacité de production.

La démarche la plus rationnelle nous paraît être la méthode dite « injection latérale » qui permet un taux de conversion de 28% en lieu et place de 16%, ce qui nous permet une augmentation de 25% à 48% de la capacité de l'unité.

CHAPITRE V

V. Injection latérale

- 1. Injection latérale.**
- 2. Description du procédé.**

1. Injection latérale :

L'injection latérale dans une installation de polyéthylène est une extension par l'augmentation de la capacité de production.

Cette augmentation de capacité se traduit par la réalisation des travaux, prestations et fournitures nécessaires pour la réalisation de l'ouvrage pour atteindre les capacités nominales de production.

Après le revamping, la production nominale de chaque ligne de SKIKDA sera de 34452 T/an pour les produit à haut MFI tels que B24/2, B25/2 et B24/4 et de 30327 T/an pour les produits à bas MFI tels que B21SAK, B22SAK et C11/20, avec une augmentation par rapport à la capacité installé respectivement de 45% et du 25%.

Le facteur d'utilisation sur le quel se basent les productions ci-dessus est de 330 jours de marche par an.

Les travaux, prestations et fournitures comprennent notamment, la conception, l'approvisionnement et le transport jusqu'au site des fournitures et des équipement du chantier, ainsi que la construction, le montage, la mise en route, et les essais de performances, ainsi que la réception provisoire.

Pour la réalisation de l'injection latérale l'ouvrage comprendra toutes les modifications nécessaires pour l'augmentation de la capacité.

Les principales réalisations sont :

- Fourniture d'un système de climatisation pour le refroidissement de la cabine électrique dont la charge thermique va augmenter en conséquence de l'installation de moteurs avec une puissance plus élevée.
- Augmentation de la longueur du réacteur dont la première partie devra avoir un diamètre de 31 ,75 mm, et réalisation de l'injection latérale d'éthylène.
- Installation d'une nouvelle pompe de circulation eau de thermo station de réacteurs.
- Exécution d'une étude analogique sur le circuit haute pression, pour éliminer le risque de vibrations.
- Dans la zone du compresseur secondaire, on doit installer une nouvelle tuyauterie de refoulement de la deuxième phase jusqu'au réacteur de chaque ligne.

- Installation d'un nouveau compresseur primaire pour la compression du gaz de recyclage à basse pression.
- Installation de deux sur presseurs d'oxygène pour éliminer une batterie de bouteilles qui alimenteront les deux lignes de polymérisation.

2. Description du procédé :

L'éthylène qui vient du compresseur secondaire est divisé en deux courants qui sont envoyés le premier à la tête du réacteur, le second à l'injection latérale dans la zone moyenne du réacteur même.

Le 70-75% du débit total va à la tête et le 30-25% à l'injection latérale.

Le courant d'injection latérale est refroidi jusqu'à environ 45-50°C par l'eau du refroidissement qui circule dans la chemise qui entoure le tuyau de l'éthylène.

L'injection d'éthylène froid baisse la température du réacteur jusqu'à 200-220°C environ et ça permet le démarrage d'un nouveau pic de réaction qui augmente la conversion totale.

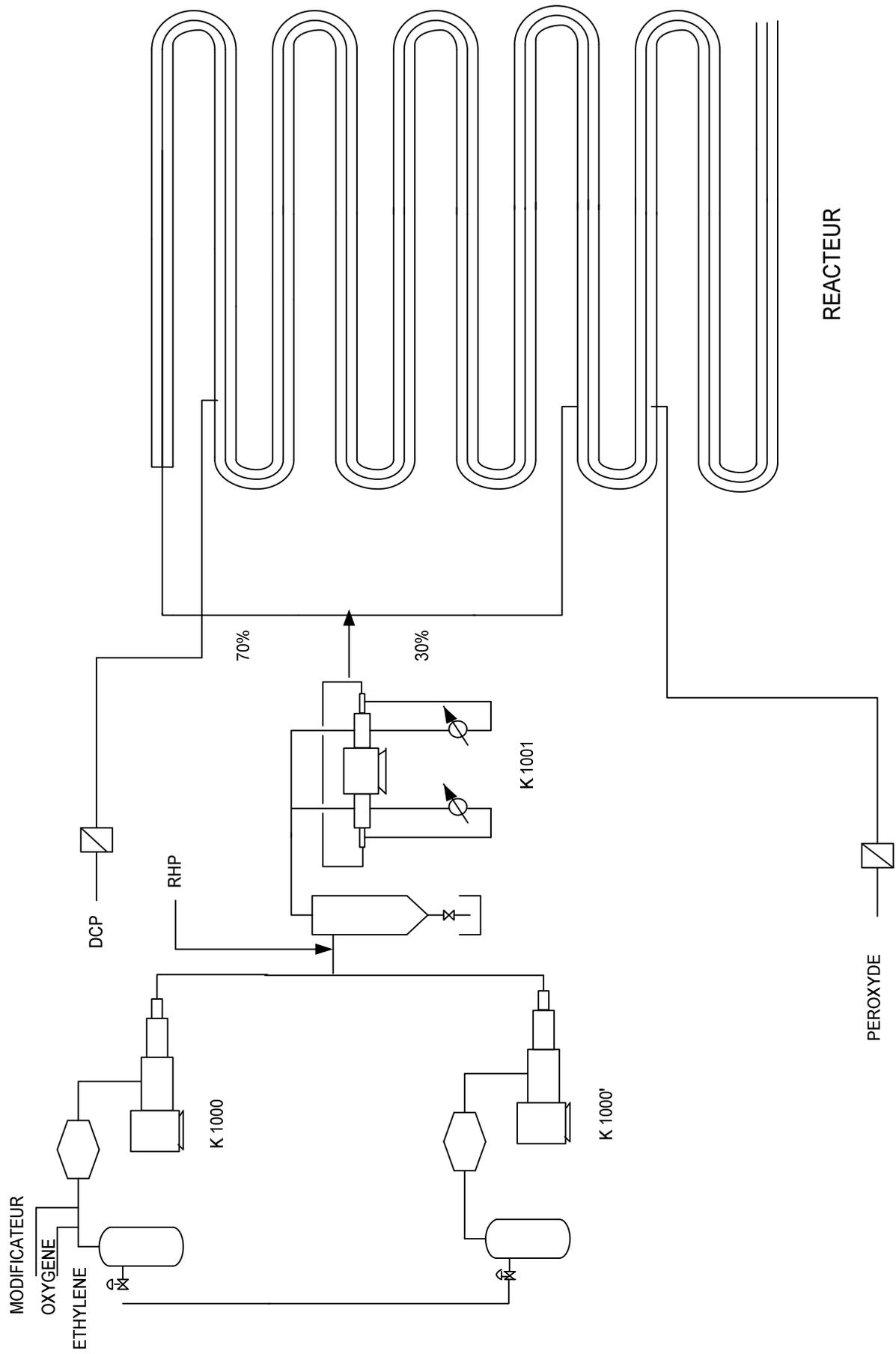
Pour avoir les deux pics de réaction, il faut augmenter le temps de séjour en ajoutant des serpentins au réacteur qui aura une longueur de 1000 m environ.

Avec l'éthylène latéral on injecte un second catalyseur (un peroxyde) qui devient actif à la température qui s'est établie dans le réacteur.

L'exigence de ce second catalyseur vient du type de compresseur secondaire qui est installé à l'unité (polyéthylène), ce compresseur à deux cylindres pour chaque phase et le refoulement d'un d'eux doit être partagée entre la tête du réacteur et l'injection latérale qui doit avoir une concentration différente en oxygène.

C'est pour obtenir cette différente concentration qu'il faut injecter le second catalyseur.

Après le réacteur toute chose se déroule comme dans le procédé de l'unité (polyéthylène), il y a naturellement une plus grande quantité de gaz recyclage basse pression, d'où la nécessité d'installer un nouveau petit compresseur primaire pour chaque ligne.



SCHEMA SIMPLIFIE DE L'INJECTION LATERALE

CHAPITRE VI

VI. Installation de compression

L'installation proposée est constituée par :

- 1. Compresseur.**
- 2. Echangeur inter étage 1-2.**
- 3. Echangeur inter étage 2-3.**
- 4. Echangeur final.**
- 5. Ballon d'aspiration.**
- 6. Ballon de refoulement premier étage.**
- 7. Ballon de refoulement deuxième étage.**

1. COMPRESSEUR :

1.1 Choix du compresseur :

- Débit max = 2000 Nm³/h.
- Pa=pression a l'aspiration =16,2 Kg/cm².
- Pr=pression au refoulement=265 bars.
- Ta₁=température a l'aspiration du premier étage=50°C.
- Ta₂=température a l'aspiration du deuxième étage=40°C.
- Ta₃=température a l'aspiration de troisième étage=45°C.

1.2 Calcul de Q_v (débit volumique à l'aspiration) :

On sait que $Q_v = \frac{Q_m}{\rho}$ tel que :

$$Q_m = \frac{Q_{max} M_{C_2H_4}}{V_m} = \frac{2000 \times 28,05 \times 10^{-3}}{22,4 \times 10^{-3}} = 2504,5 \text{ Kg / h}$$

Et :

$$P_r = \frac{P_a}{P_c} = \frac{16 \times 0,968}{50} = 0,31$$

$$\Rightarrow Z_a = 0,91 \text{ (d'après la fig " A ")}$$

$$T_r = \frac{T_a}{T_c} = \frac{323}{282,4} = 1,14$$

$$\rho = \frac{P_a M_{C_2H_4}}{Z_a R T_a} = \frac{16 \times 0,981 \times 10^5 \times 28,05 \times 10^{-3}}{0,91 \times 8,315 \times 323} = 18,01 \text{ Kg / m}^3$$

$$\Rightarrow Q_v = \frac{Q_m}{\rho} = \frac{2504,5}{18,01} = 139,03 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Puisque c'est un compresseur alternatif c'est-à-dire à pistons donc le refroidissement des cylindres par circulation de l'eau distillée à travers les chemises des cylindres est nécessaire.

C'est une compression poly tropique ou n est le coefficient poly tropique ou il doit être inférieur au coefficient adiabatique.

$$\frac{C_p}{C_v} = 1,24 \quad P v^n = \text{constant} \quad \text{avec } n=1,2$$

1.3 Taux de compression :

En appelant respectivement P_a et P_r les pressions absolues d'aspiration et de refoulement, le taux de compression est défini par :

$$\tau = \frac{P_r}{P_a} = \frac{265}{16 \times 0,981} = 16,88$$

1.4 Taux de compression dans chacun des étages :

Lorsque le taux de compression imposé est supérieur à 6, il est possible d'envisager la compression en plusieurs phases ou étages.

Bien entendu il en résulte une machine plus compliquée et plus coûteuse, mais le gain réalisé sur l'énergie dépensée est appréciable.

Si la compression se fait en x étages, on a :

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \dots = \frac{P_{x+1}}{P_x} = \sqrt[x]{\frac{P_{x+1}}{P_x}} = \sqrt[x]{\tau} = r$$

r = le taux de compression dans chaque étage.

Cette formule est tirée du : les Machines (tome II). [4]

Dans notre cas le nombre d'étages est de trois, donc le taux de compression dans chacun des étages est tel que :

$$r = \sqrt[3]{\tau} = \sqrt[3]{16,88} = 2,565$$

1.5 Calcul des pressions de refoulement dans chaque étage :

En appelant respectivement P_1 , P_2 , et P_3 les pressions de refoulement dans les étages 1, 2 et 3.

On sait que :

$$\frac{P_a}{P_1} = \frac{P_1}{P_2} = \frac{P_2}{P_3} = r$$

Alors :

$$P_1 = rP_a = 2,565 \times 16 \times 0,981 = 40,27 \text{ bars}$$

$$P_2 = rP_1 = 2,565 \times 40,27 = 103,3 \text{ bars}$$

$$P_3 = rP_2 = 2,565 \times 103,3 = 265 \text{ bars}$$

1.6 Calcul des températures de refoulement des étages :

En appelant respectivement T_1 , T_2 , et T_3 les températures de refoulement des étages 1, 2 et 3.

On a une compression poly tropique de $n=1,2$ alors :

➤ **Premier étage :**

$$\frac{T_1}{T_{a1}} = \left(\frac{P_1}{P_a}\right)^{\frac{n-1}{n}} = r^{\frac{n-1}{n}} \Rightarrow T_1 = T_{a1} r^{\frac{n-1}{n}} = 323 \times (2,565)^{\frac{1,2-1}{1,2}} = 377,91 K = 104,91^\circ C$$

➤ **Deuxième étage :**

$$\frac{T_2}{T_{a2}} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{n-1}{n}} = r^{\frac{n-1}{n}} \Rightarrow T_2 = T_{a2} r^{\frac{n-1}{n}} = 313 \times (2,565)^{\frac{1,2-1}{1,2}} = 366,21 K = 93,21^\circ C$$

➤ **Troisième étage :**

$$\frac{T_3}{T_{a3}} = \left(\frac{P_3}{P_2}\right)^{\frac{n-1}{n}} = r^{\frac{n-1}{n}} \Rightarrow T_3 = T_{a3} r^{\frac{n-1}{n}} = 318 \times (2,565)^{\frac{1,2-1}{1,2}} = 372,06 K = 99,06^\circ C$$

1.7 Calcul des débits volumiques de refoulement des étages :

En appelant respectivement V_1 , V_2 , et V_3 les débits volumique de refoulement des étages 1, 2 et 3.

De la relation :

$$\frac{P_a V_a}{T_a Z_a} = \frac{P_1 V_1}{T_1 Z_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2 Z_2} = \frac{P_3 V_3}{T_3 Z_3}$$

Tel que : $V_a = Q_v$ on a.

➤ **Premier étage :**

$$P_{r1} = \frac{P_1}{P_c} = \frac{40,27 \times 0,987}{50} = 0,79$$

$$\Rightarrow Z_1 = 0,9 \text{ (fig " A ")}$$

$$T_{r1} = \frac{T_1}{T_c} = \frac{377,91}{282,4} = 1,34$$

Alors :

$$V_1 = \frac{P_a V_a Z_1 T_1}{T_a Z_a P_1} = \frac{16 \times 0,981 \times 139,03 \times 0,9 \times 377,91}{323 \times 0,91 \times 40,27} = 62,70 \text{ m}^3 / \text{h}$$

➤ **Deuxième étage :**

$$P_{r2} = \frac{P_2}{P_c} = \frac{103,3 \times 0,987}{50} = 2,04$$

$$T_{r2} = \frac{T_2}{T_c} = \frac{366,21}{282,4} = 1,297 \quad \Rightarrow \quad Z_2 = 0,72 \text{ (fig " A ")}$$

Alors :

$$V_2 = \frac{P_a V_a Z_2 T_2}{T_a Z_a P_2} = \frac{16 \times 0,981 \times 139,03 \times 0,78 \times 366,21}{323 \times 0,91 \times 103,3} = 18,95 \text{ m}^3 / \text{h}$$

➤ **Troisième étage :**

$$P_{r3} = \frac{P_3}{P_c} = \frac{265 \times 0,987}{50} = 5,23$$

$$T_{r3} = \frac{T_3}{T_c} = \frac{372,06}{282,4} = 1,32 \quad \Rightarrow \quad Z_3 = 0,78 \text{ (fig " A ")}$$

Alors :

$$V_3 = \frac{P_a V_a Z_3 T_3}{T_a Z_a P_3} = \frac{16 \times 0,981 \times 139,03 \times 0,78 \times 372,06}{323 \times 0,91 \times 265} = 8,13 \text{ m}^3 / \text{h}$$

1.8 Calcul de la quantité de chaleur dégagée par le cylindre dans chaque étage:

On sait que :

$$\Delta S = \frac{Q}{T_{moy}} \Rightarrow Q = \Delta S \times T_{moy} = \Delta S \frac{T_a + T_r}{2}$$

Où

$$\Delta S = m c_p \int_{T_a}^{T_r} \frac{1}{T} dT = m c_p \ln \frac{T_r}{T_a}$$

Avec $m = Q_m =$ débit massique.

➤ **Premier étage :**

$$m = 2504,5 \text{ Kg} / h$$

$$T_{a1} = 50^\circ c$$

$$T_1 = 377,91^\circ K = 104,91^\circ c \Rightarrow c_{p1}' = 12,35 \text{ Kcal} / \text{Kmol}^\circ c (\text{ fig " B " })$$

$$P_1 = 40,27 \text{ bars}$$

$$P_{r1} = 0,79$$

$$\Rightarrow \Delta c_{p1} = 2,7 \text{ Kcal} / \text{Kmol}^\circ c (\text{ fig " C " })$$

$$T_{r1} = 1,34$$

$$c_{p1} = c_{p1}' + \Delta c_{p1} = 15,05 \text{ Kcal} / \text{Kmol}^\circ c = 0,54 \text{ Kcal} / \text{Kg}^\circ c$$

$$\Rightarrow \Delta S_1 = 2504,5 \times 0,54 \ln \frac{377,91}{323} = 212,34 \text{ Kcal} / h^\circ c$$

$$\Rightarrow Q_{1\text{cylindre}} = 212,34 \frac{104,91+50}{2} = 16446,5 \text{ Kcal} / h$$

➤ **Deuxième étage :**

$$m = 2504,5 \text{ Kg} / h$$

$$T_{a2} = 40^\circ c = 313^\circ K$$

$$T_2 = 366,21^\circ K = 93,21^\circ c \Rightarrow c_{p2}' = 12 \text{ Kcal} / \text{Kmol}^\circ c (\text{ fig " B " })$$

$$P_2 = 103,3 \text{ bars}$$

$$P_{r2} = 2,04$$

$$\Rightarrow \Delta c_{p2} = 12 \text{ Kcal} / \text{Kmol}^\circ c (\text{ fig " C " })$$

$$T_{r2} = 1,297$$

$$c_{p2} = c_{p2}' + \Delta c_{p2} = 24 \text{ Kcal} / \text{Kmol}^\circ c = 0,85 \text{ Kcal} / \text{Kg}^\circ c$$

$$\Rightarrow \Delta S_2 = 2504,5 \times 0,85 \ln \frac{366,21}{313} = 336,44 \text{ Kcal} / h^\circ c$$

$$\Rightarrow Q_{2\text{cylindre}} = 336,44 \frac{93,21+40}{2} = 22408,42 \text{ Kcal} / h$$

➤ **Troisième étage :**

$$m = 2504,5 \text{ Kg} / h$$

$$T_{a3} = 45^\circ\text{C} = 318^\circ\text{K}$$

$$T_3 = 372,06^\circ\text{K} = 99,06^\circ\text{C} \Rightarrow c_{p3}' = 12,2 \text{ Kcal} / \text{Kmol}^\circ\text{C} \text{ (fig " B ")}$$

$$P_3 = 265 \text{ bars}$$

$$P_{r3} = 5,23$$

$$\Rightarrow \Delta c_{p3} = 12,2 \text{ Kcal} / \text{Kmol}^\circ\text{C} \text{ (fig " C ")}$$

$$T_{r3} = 1,32$$

$$c_{p3} = c_{p3}' + \Delta c_{p3} = 24,4 \text{ Kcal} / \text{Kmol}^\circ\text{C} = 0,87 \text{ Kcal} / \text{Kg}^\circ\text{C}$$

$$\Rightarrow \Delta S_3 = 2504,5 \times 0,87 \ln \frac{372,06}{318} = 342,098 \text{ Kcal} / h^\circ\text{C}$$

$$\Rightarrow Q_{3 \text{ cylindre}} = 342,098 \frac{99,06 + 45}{2} = 24641,3 \text{ Kcal} / h$$

1.9 Calcul du débit d'eau distillée nécessaire pour refroidir les cylindres :

Cette eau circule dans les chemises prévues à cet effet.
On considère un $\Delta T = 10^\circ\text{C}$ et que $C_p(\text{H}_2\text{O}) = 1 \text{ Kcal} / \text{Kg}^\circ\text{C}$.

$$Q_{\text{cylindre}} = Q_{\text{H}_2\text{O}} = m' c_p \Delta T$$

.m' = débit d'eau

➤ **Premier étage :**

$$m'_1 = \frac{Q_{1 \text{ cylindre}}}{c_p \Delta T} = \frac{16446,65}{1 \times 10} = 1644,65 \text{ Kg} / h$$

➤ **Deuxième étage :**

$$m'_2 = \frac{Q_{2 \text{ cylindre}}}{c_p \Delta T} = \frac{22408,42}{1 \times 10} = 2240,84 \text{ Kg} / h$$

➤ **Troisième étage**

$$m'_3 = \frac{Q_{3 \text{ cylindre}}}{c_p \Delta T} = \frac{24641,3}{1 \times 10} = 2464,13 \text{ Kg} / h$$

1.10 Calcul de la puissance effective du compresseur :

$$P_{eff} = P_{asp} V_{asp} \left(\frac{n}{n-1}\right) \left[\left(\frac{P_{ref}}{P_{asp}}\right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \frac{1}{\eta_{eff}} Z_{HC} G_{HC}$$

Cette formule est tirée du : *Natural Gas Processors Suppliers Association*. [5]

- η_{eff} : rendement effectif.
- Z_{HC} : coefficient de correction de la puissance pour la compressibilité.
- G_{HC} : coefficient de correction de la puissance pour la densité.

En fonction du taux de compression et de la pression d'aspiration :

$$\eta_{eff} = 0,71 \text{ (d ' a p r é s l a f i g " D ")}$$

$$Z_{HC} = 1 + C(Z_0 - 1)$$

Ou :

- C : correction pour la compressibilité en fonction du taux de compression :

$$C = 0,42 \text{ (d ' a p r é s l a f i g " E ")}$$

$$Z_0 = \frac{Z_{ref}}{Z_{asp}} = \frac{0,78}{0,91} = 0,857 \approx 0,86$$

$$\Rightarrow Z_{HC} = 1 + 0,42(0,86 - 1) = 0,94$$

$$d_{C_2H_4} = 0,9748$$

$$\Rightarrow G_{HC} = 1 \text{ (d ' a p r é s l a f i g " F ")}$$

$$\eta_{eff} = 0,71$$

$$\Rightarrow P_{eff} = 16 \times 0,981 \times 10^5 \frac{139,03}{3600} \left(\frac{1,2}{1,2-1}\right) [(16,88)^{0,166} - 1] \frac{1}{0,71} 0,94 \times 1$$

$$\Rightarrow P_{eff} = 289,7 \text{ KW}$$

L'entraînement se fait par moteur électrique, comme l'éthylène forme avec l'air un mélange explosif entre 2,8 et 31,2% donc il y a lieu de prévoir une pressurisation à l'air du moteur électrique.

Moteur anti- déflagrant.

1.11 Calcul de la puissance du moteur :

$$P_M = \frac{P_{eff} K}{\eta_M \eta_c}$$

Ou :

- K : coefficient de service=1.
- η_M : rendement mécanique =0,95.
- η_c : rendement de transmission=0,75

$$\Rightarrow P_M = \frac{289,7 \times 1}{0,95 \times 0,75} = 407 \text{ KW}$$

Puisque :

$$P_M > 350 \text{ KW} \Rightarrow \text{moteur } 5500 \text{ V}$$

FICHE TECHNIQUE DU COMPRESEUR

Caractéristique		1er Etage	2eme Etage	3eme Etage
Compresseur alternatif	Piston			
Nombre d'étages	03			
Taux de compression	2,57			
Fluide	Ethylène			
Température d'aspiration		50°C	40°C	45°C
Pression d'aspiration		15,7 bars	40,27 bars	103,3 bars
Débit volumique		62,7 m ³ /h	18,95 m ³ /h	8,13 m ³ /h
Température refoulement		104,91°C	93,21°C	99,06 °c
Pression refoulement		40,27 bars	103,3 bars	265 bars
Puissance effective	289,7 KW			
Puissance du moteur	407 KW			
RPM	250 t/min			

Pour ce qui est du débit il y a de prévoir un espace mort au niveau du premier étage.

Cet espace mort « U » se trouve a la fin de la course aller rempli de gaz a la pression P_2' .

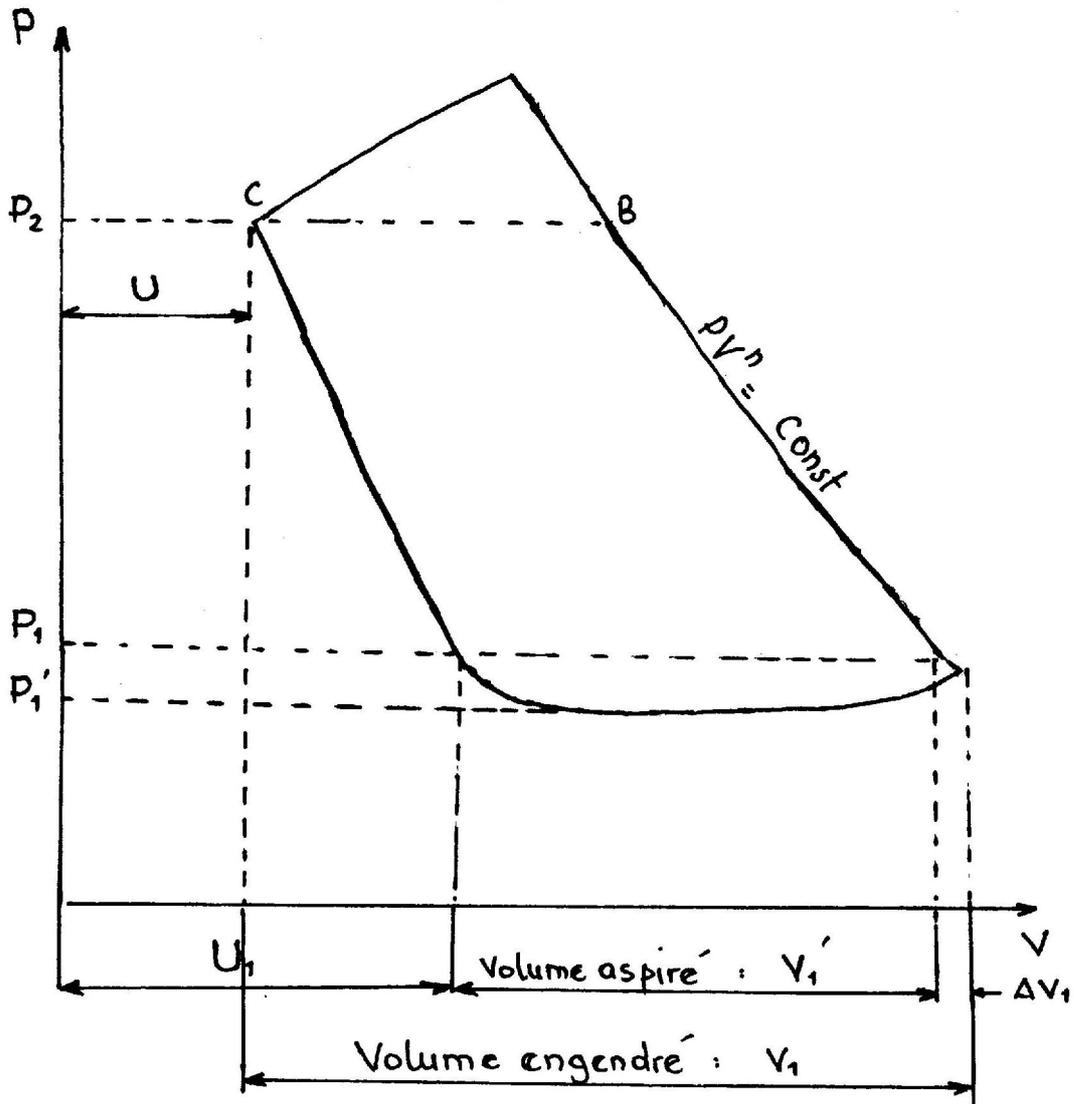
Au début de la course retour ce gaz se détend selon la courbe CD jusqu'à la pression P_1 a la quelle l'aspiration peut commencer, il occupe alors le volume V_1 il en résulte une diminution du volume aspiré représenté par U_1-U .

La dépression a l'aspiration joue également un rôle dans le rendement volumétrique car en fin d'aspiration la pression dans le cylindre P_1' est inférieur a P_1 , il faut consacrer une fraction de la course de compression pour rétablir la pression a la valeur P_1 , d'où une réduction ΔV_1 du volume aspiré.

On définitive le rendement volumétrique est :

$$\frac{V_1'}{V_1} = \frac{V_1 - (U_1 - U) - \Delta V_1}{V_1}$$

Espace mort .

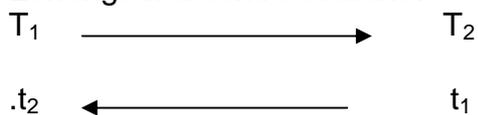


2. Echangeur inter étage 1-2 :

Echangeur a faisceau et calandre (méthode de KERN). [6]

	Ethylène	Eau distillée
➤ Etat	Gaz	Liquide
➤ Température d'entrée	$T_1=104,91^\circ\text{c}$	$t_1= 28^\circ\text{c}$
➤ Température de sortie	$T_2=40^\circ\text{c}$	$t_2= 35^\circ\text{c}$
➤ Débit	$M=2504,5 \text{ Kg/h}$	M'
➤ Chaleur spécifique	$C_p=0,54 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{c}$	$C_p'=1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{c}$

Echangeur à contre courant :



2.1 Bilan thermique :

$$Q = M C_p (T_1 - T_2) = M' C_p' (t_2 - t_1)$$

$$\Rightarrow Q = 2504,5 \times 0,54 (104,91 - 40)$$

$$\Rightarrow Q = 87786,23 \text{ Kcal} / h$$

Alors :

$$M' = \frac{Q}{C_p'(t_2-t_1)} = \frac{87786,23}{1 \times (35-28)} = 12540,89 \text{ Kg} / h = 12,54 \text{ m}^3 / h$$

2.2 Calcul de la DTLM :

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 104,91 - 35 = 69,91^\circ\text{c}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 40 - 28 = 12^\circ\text{c}$$

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2})} = \frac{57,91}{1,76} = 32,86^\circ\text{c}$$

2.3 Nombre de passes :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{104,91 - 40}{35 - 28} = 9,27$$

$\Rightarrow F = 0,93$ (d'après la fig "G")

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{35 - 28}{104,91 - 28} = 0,091$$

Puisque $F=0,93 > 0,75$ Alors :

- . n_c =nombre de passe cote calandre=1.
- . n_t =nombre de passe cote tubes =2.

2.4 Choix de l'appareil :

Estimation de U_s' : d'après le tableau :
 Réfrigérant -gaz (gaz -eau) $10 < U_s' < 250$ Kcal/hm²°c pour une résistance globale
 d'encrassement $R_s = 0,0006$ hm²°c/Kcal

On estime :

$$U_s' = 150 \text{ Kcal / hm}^2 \text{°c (d'après le tableau de la fig "H")}$$

Estimation de la surface:

$$A' = \frac{Q}{U_s' F (DTLM)} = \frac{87786,23}{150 \times 0,93 \times 32,86} = 19,15 \text{ m}^2$$

Choix de la géométrie: tube 12 BWG

Tube en acier

$$l = 12' = 3,66 \text{ m .}$$

$$d_0 = 1'' = 0,0254 \text{ m .}$$

$$d_i = 1,986 \text{ cm} = 0,01986 \text{ m}$$

$$e = 2,77 \text{ mm} = 0,00277 \text{ m}$$

Pas triangulaire :

$$\Rightarrow P = 1'' \frac{1}{4} = 0,03175 \text{ m}$$

Surface d'échange :

$$a = \pi d_0 l = 3,14 \times 0,0254 \times 3,66 = 0,292 \text{ m}^2$$

Estimation de N_t' :

$$N_t' = \frac{A'}{a \times n_c} = \frac{19,15}{1 \times 0,292} = 65 \text{ tubes}$$

Choix de l'appareil :

$$N_t = 66 \text{ tubes} \Rightarrow D_c = 0,337 \text{ m (d'après le tableau de la fig " I ")}$$

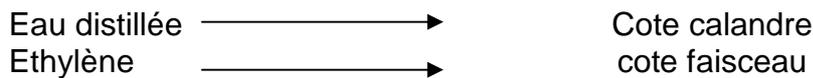
$$D_c > B > \frac{D_c}{5} \Rightarrow 0,337 > B > 0,0674$$

On prend :

$$B = 0,305 \text{ m}$$

$$l = (N_c + 1)B \Rightarrow N_c = \frac{l}{B} - 1 = \frac{3,66}{0,305} - 1 = 11 \text{ chicanes}$$

2.5 Choix du fluide a l'intérieur du faisceau et la calandre :



2.6 Détermination de U_s de l'appareil :

$$U_s = U_s' \frac{N_t'}{N_t} = 150 \frac{65,56}{66} = 149 \text{ Kcal / hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

2.7 Température calorique : $d_4^t = 0,97$

$$\frac{\Delta t_{\text{froid}}}{\Delta t_{\text{chaud}}} = \frac{35 - 28}{104,91 - 40} = 0,108$$

$$\Rightarrow Kc = 1,1(\text{ fig " N " }) \Rightarrow Fc = 0,27(\text{ fig " N " })$$

Alors :

$$T_c = T_2 + Fc(T_1 - T_2) = 40 + 0,27(104,91 - 40) = 57,52^\circ\text{C}$$

$$t_c = t_1 + Fc(t_2 - t_1) = 28 + 0,27(35 - 28) = 29,89^\circ\text{C}$$

2.8 Calcul du coefficient de transfert propre Up :

Faisceau	Calandre
<p><u>Section par passe :</u></p> $a_t = \frac{N_t \pi d_i^2}{n_t 4}$ $a_t = \frac{66}{2} \frac{3,14}{4} (0,01986)^2$ $a_t = 0,01 m^2$ <p><u>Vitesse massique :</u></p> $G_t = \frac{M}{a_t} = \frac{2504,5}{0,01}$ $= 2,5045 \times 10^5 Kg / hm^2$ <p><u>Caractéristiques du fluide à Tc :</u></p> <p>Cp=0,55 Kcal/Kg°C μ=0,044 Kg/mh λ=0,025 Kcal/mh°C ρ=49,52 Kg/m³</p>	<p><u>Section par calandre:</u></p> $a_{ct} = \frac{D_c}{P} (P - d_0) B$ $a_{ct} = \frac{0,337}{0,03175} (0,03175 - 0,0254) 0,305$ $a_{ct} = 0,02 m^2$ <p><u>Vitesse massique :</u></p> $G_{ct} = \frac{M'}{a_{ct}} = \frac{12540,89}{0,02}$ $= 6,27 \times 10^5 Kg / hm^2$ <p><u>Diamètre équivalent :</u></p> $D_e = \frac{3,464 P^2}{\pi d_0} - d_0$ $D_e = \frac{3,464 \times (0,03175)^2}{3,14 \times 0,0254} - 0,0254$ $D_e = 0,0184 m$ <p><u>Caractéristiques du fluide à tc : [7]</u></p> <p>Cp'=0,998 Kcal/Kg°C μ'=2,92 Kg/mh λ'=0,53 Kcal/mh°C ρ'=995,98 Kg/m³</p>

Nombre de Reynolds:	Nombre de Reynolds :
$R_{et} = \frac{d_i G_t}{\mu} = \frac{0,01986 \times 2,5 \times 10^5}{0,044}$ $R_{et} = 1,157 \times 10^5$	$R_{ect} = \frac{D_e G_{ct}}{\mu'} = \frac{0,0184 \times 6,27 \times 10^5}{2,92}$ $R_{ect} = 3,94 \times 10^3$
$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_0} \left(\frac{Cp \mu}{\lambda} \right)^{1/3}$	$\frac{h_0}{\phi_c} = j_h' \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{Cp' \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$
D'après l'abaque :fig « O »	D'après l'abaque : fig « P »
$j_h = 300$	$j_h' = 33$
Alors :	Alors :
$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 300 \frac{0,025}{0,0254} \left(\frac{0,55 \times 0,044}{0,025} \right)^{1/3}$ $\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 292,09 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$	$\frac{h_0}{\phi_c} = 33 \frac{0,53}{0,0184} \left(\frac{0,998 \times 2,92}{0,53} \right)^{1/3}$ $\frac{h_0}{\phi_c} = 1677,71 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

Température du tube :

$$t_t = T_c - \frac{h_{i0} / \phi_t}{h_0 / \phi_c + h_{i0} / \phi_t} (T_c - t_c) = 53,42 \text{ } ^\circ\text{C}$$

<u>Détermination de μ_t à t_t :</u>	<u>Détermination de μ_t' à t_t :</u>
$\mu_i = 0,043 \text{ Kg/mh}$	$\mu_i' = 1,5 \text{ Kg/mh}$
$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,044}{0,043} \right)^{0,14} = 1,003$	$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t'} \right)^{0,14} = \left(\frac{2,92}{1,5} \right)^{0,14} = 1,097$
$h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t} \right) \phi_t = 292,09 \times 1,003$	$h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_c} \right) \phi_c = 1677,71 \times 1,097$
$h_{i0} = 293,03 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$	$h_0 = 1841,7 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

Coefficient de transfert propre :

$$Up = \frac{h_{i0}h_0}{h_{i0} + h_0} = \frac{1841,7 \times 293,03}{1841,7 + 293,03} = 252,8 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Up > Us ⇒ bon choix de l'appareil.

2.9 Vérification de la résistance d'encrassement :

$$Rs = \frac{Up - Us}{UpUs} = \frac{252,8 - 149}{252,8 \times 149} = 2,75 \times 10^{-3} \text{ hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C} / \text{Kcal}$$

Rs calculée > Rs autorisée = 6 x 10⁻⁴ hm²°C/Kcal ⇒ bon choix de l'appareil.

2.10 Perte de charge :

Faisceau	Calandre
D'après l'abaque :fig « O » Ft=0,011	D'après l'abaque :fig « P » Ft'=0,18
$\Delta Pt = \frac{n_c n_t G_t^2}{1,271 * 10^{12} \rho} \left[\frac{F_t l}{d_i \phi_t} + 2 \right]$	$\Delta Pc = \frac{n_c F_{ct} G_{ct}^2 (N_c + 1) D_c}{1,271 * 10^{12} \rho' D_e \phi_c}$
$\Delta Pt = 8,01 \times 10^{-3} \text{ Kg} / \text{cm}^2$	$\Delta Pc = 1,14 \times 10^{-2} \text{ Kg} / \text{cm}^2$

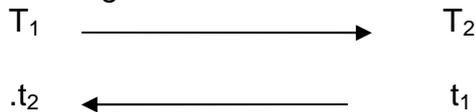
ΔP calculé < ΔP autorisé ⇒ bon choix de l'appareil.

3. Echangeur inter étage 2-3 :

Echangeur a faisceau et calandre (méthode de KERN)

	Ethylène	Eau distillée
➤ Etat	Gaz	Liquide
➤ Température d'entrée	$T_1=93,21^\circ\text{c}$	$.t_1= 28^\circ\text{c}$
➤ Température de sortie	$T_2=45^\circ\text{c}$	$.t_2= 35^\circ\text{c}$
➤ Débit	$M=2504,5 \text{ Kg/h}$	M'
➤ Chaleur spécifique	$Cp=0,85 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{c}$	$Cp'=1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{c}$

Echangeur à contre courant :



3.1 Bilan thermique :

$$Q = M Cp (T_1 - T_2) = M' Cp' (t_2 - t_1)$$

$$\Rightarrow Q = 2504,5 \times 0,85 (93,21 - 45)$$

$$\Rightarrow Q = 102630,65 \text{ Kcal} / h$$

Alors :

$$M' = \frac{Q}{Cp'(t_2-t_1)} = \frac{102630,65}{1 \times (35-28)} = 14661,52 \text{ Kg} / h = 14,66 \text{ m}^3 / h$$

3.2 Calcul de la DTLM :

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 93,21 - 35 = 58,21^\circ\text{c}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 45 - 28 = 17^\circ\text{c}$$

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2})} = \frac{41,21}{1,23} = 33,48^\circ\text{c}$$

3.3 Nombre de passes :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{93,21 - 45}{35 - 28} = 6,89$$

$\Rightarrow F = 0,95$ (d'après la fig "G")

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{35 - 28}{93,21 - 28} = 0,107$$

Puisque $F = 0,95 > 0,75$ Alors :

. n_c =nombre de passe cote calandre=1.

. n_t =nombre de passe cote tubes =2.

3.4 Choix de l'appareil :

Estimation de U_s' : d'après le tableau :

Réfrigérant -gaz (gaz -eau) $10 < U_s' < 250$ Kcal/hm²°c pour une résistance globale d'encrassement $R_s = 0,0006$ hm²°c/Kcal

On prend

$$U_s' = 150 \text{ Kcal / hm}^2 \text{°c (d'après le tableau de la fig "H")}$$

Estimation de la surface:

$$A' = \frac{Q}{U_s' F (DTLM)} = \frac{102630,65}{150 \times 0,95 \times 33,48} = 21,51 \text{ m}^2$$

Choix de la géométrie: tube 12 BWG

Tube en acier

$$l = 12' = 3,66 \text{ m.}$$

$$d_0 = 1'' = 0,0254 \text{ m.}$$

$$d_i = 1,986 \text{ cm} = 0,01986 \text{ m}$$

$$e = 2,77 \text{ mm} = 0,00277 \text{ m}$$

Pas triangulaire :

$$\Rightarrow P = 1'' \frac{1}{4} = 0,03175 \text{ m}$$

Surface d'échange :

$$a = \pi d_0 l = 3,14 \times 0,0254 \times 3,66 = 0,292 \text{ m}^2$$

Estimation de N_t' :

$$N_t' = \frac{A'}{a \times n_c} = \frac{21,51}{1 \times 0,292} = 73 \text{ tubes}$$

Choix de l'appareil :

$$N_t = 86 \text{ tubes} \Rightarrow D_c = 0,387 \text{ m (d'après le tableau de la fig "I")}$$

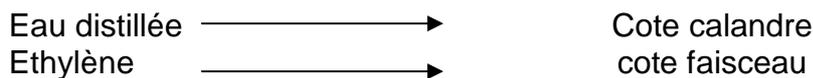
$$D_c > B > \frac{D_c}{5} \Rightarrow 0,387 > B > 0,0774$$

On prend :

$$B = 0,305 \text{ m}$$

$$l = (N_c + 1)B \Rightarrow N_c = \frac{l}{B} - 1 = \frac{3,66}{0,305} - 1 = 11 \text{ chicanes}$$

3.5 Choix du fluide a l'intérieur du faisceau et la calandre :



3.6 Détermination de Us de l'appareil :

$$Us = Us' \frac{N_t'}{N_t} = 150 \frac{73,67}{86} = 128,49 \text{ Kcal / hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3.7 Température calorique : $_d_4^t = 0,97$

$$\frac{\Delta t_{\text{froid}}}{\Delta t_{\text{chaud}}} = \frac{35 - 28}{93,21 - 45} = 0,145$$

$$\Rightarrow Kc = 1(\text{ fig "N" }) \Rightarrow Fc = 0,29(\text{ fig "N" })$$

Alors :

$$T_c = T_2 + Fc(T_1 - T_2) = 45 + 0,29(93,21 - 45) = 58,98^\circ\text{C}$$

$$t_c = t_1 + Fc(t_2 - t_1) = 28 + 0,29(35 - 28) = 30,03^\circ\text{C}$$

3.8 Calcul du coefficient de transfert propre Up :

Faisceau	Calandre
<p><u>Section par passe :</u></p> $a_t = \frac{N_t \pi d_i^2}{n_t \cdot 4}$ $a_t = \frac{86}{2} \frac{3,14}{4} (0,01986)^2$ $a_t = 0,0133 \text{ m}^2$ <p><u>Vitesse massique :</u></p> $G_t = \frac{M}{a_t} = \frac{2504,5}{0,0133}$ $= 1,88 \times 10^5 \text{ Kg} / \text{hm}^2$ <p><u>Caractéristiques du fluide à Tc :</u></p> <p>Cp=1,04 Kcal/Kg°C</p> <p>μ=0,078 Kg/mh</p> <p>λ=0,051 Kcal/mh°C</p> <p>ρ=194,38 Kg/m³</p>	<p><u>Section par calandre:</u></p> $a_{ct} = \frac{D_c}{P} (P - d_0) B$ $a_{ct} = \frac{0,387}{0,03175} (0,03175 - 0,0254) 0,305$ $a_{ct} = 0,024 \text{ m}^2$ <p><u>Vitesse massique :</u></p> $G_{ct} = \frac{M'}{a_{ct}} = \frac{14661,52}{0,024}$ $= 6,109 \times 10^5 \text{ Kg} / \text{hm}^2$ <p><u>Diamètre équivalent :</u></p> $D_e = \frac{3,464 P^2}{\pi d_0} - d_0$ $D_e = \frac{3,464 (0,03175)^2}{3,14 \times 0,0254} - 0,0254$ $D_e = 0,0184 \text{ m}$ <p><u>Caractéristiques du fluide à tc :</u></p> <p>Cp'=0,998 Kcal/Kg°C</p> <p>μ'=2,893 Kg/mh</p> <p>λ'=0,532 Kcal/mh°C</p> <p>ρ'=995,68 Kg/m³</p>

Nombre de Reynolds:	Nombre de Reynolds :
$R_{et} = \frac{d_i G_t}{\mu} = \frac{0,01986 \times 1,88 \times 10^5}{0,078}$	$R_{ect} = \frac{D_e G_{ct}}{\mu'} = \frac{0,0184 \times 6,109 \times 10^5}{2,893}$
$R_{et} = 4,79 \times 10^4$	$R_{ect} = 3,88 \times 10^3$
$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_0} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3}$	$\frac{h_0}{\phi_c} = j_h' \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{C_p' \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$
<p>D'après l'abaque : fig « O »</p> $j_h = 150$	<p>D'après l'abaque : fig « P »</p> $j_h' = 32$
<p>Alors :</p>	<p>Alors :</p>
$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 150 \frac{0,051}{0,0254} \left(\frac{1,04 \times 0,078}{0,051} \right)^{1/3}$	$\frac{h_0}{\phi_c} = 32 \frac{0,532}{0,0184} \left(\frac{0,998 \times 2,893}{0,532} \right)^{1/3}$
$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 351,57 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$	$\frac{h_0}{\phi_c} = 1621,84 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

Température du tube :

$$t_t = T_c - \frac{h_{i0} / \phi_t}{h_0 / \phi_c + h_{i0} / \phi_t} (T_c - t_c) = 53,82 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Détermination de μ_t à t_t :	Détermination de μ_t' à t_t :
<p>$\mu_t = 0,077 \text{ Kg/mh}$</p>	<p>$\mu_t' = 1,4 \text{ Kg/mh}$</p>
$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,078}{0,077} \right)^{0,14} = 1,002$	$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t'} \right)^{0,14} = \left(\frac{2,893}{1,4} \right)^{0,14} = 1,107$
$h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t} \right) \phi_t = 351,57 \times 1,002$	$h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_c} \right) \phi_c = 1621,84 \times 1,107$
$h_{i0} = 352,27 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$	$h_0 = 1795,3 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

Coefficient de transfert propre :

$$Up = \frac{h_{i0}h_0}{h_{i0}+h_0} = \frac{1795,3 \times 352,27}{1795,3+352,27} = 294,48 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Up>Us ⇒ bon choix de l'appareil.

3.9 Vérification de la résistance d'encrassement :

$$Rs = \frac{Up-Us}{UpUs} = \frac{294,48-128,49}{294,48 \times 128,49} = 4,387 \times 10^{-3} \text{ hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C} / \text{Kcal}$$

Rs calculée >Rs autorisée=6 x10⁻⁴hm²°c/Kcal ⇒ bon choix de l'appareil.

3.10 Perte de charge :

Faisceau	Calandre
D'après l'abaque :fig « O » Ft=0,013	D'après l'abaque :fig « P » Ft'=0,19
$\Delta Pt = \frac{n_c n_t G_t^2}{1,271 \times 10^{12} \rho} \left[\frac{F_t l}{d_i \phi_t} + 2 \right]$	$\Delta Pc = \frac{n_c F_{ct} G_{ct}^2 (N_c + 1) D_c}{1,271 \times 10^{12} \rho' D_e \phi_c}$
$\Delta Pt = 1,26 \times 10^{-3} \text{ Kg} / \text{cm}^2$	$\Delta Pc = 1,25 \times 10^{-2} \text{ Kg} / \text{cm}^2$

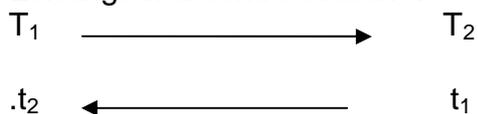
ΔP calculé <ΔP autorisé ⇒ bon choix de l'appareil.

4. Echangeur final :

Echangeur a faisceau et calandre (méthode de KERN)

	Ethylène	Eau distillée
➤ Etat	Gaz	Liquide
➤ Température d'entrée	$T_1=99,06^\circ\text{c}$	$.t_1= 28^\circ\text{c}$
➤ Température de sortie	$T_2=40^\circ\text{c}$	$.t_2= 35^\circ\text{c}$
➤ Débit	$M=2504,5 \text{ Kg/h}$	M'
➤ Chaleur spécifique	$Cp=0,87 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{c}$	$Cp'=1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{c}$

Echangeur à contre courant :



4.1 Bilan thermique :

$$Q = M Cp (T_1 - T_2) = M' Cp' (t_2 - t_1)$$

$$\Rightarrow Q = 2504,5 \times 0,87 (99,06 - 40)$$

$$\Rightarrow Q = 128686,72 \text{ Kcal} / h$$

Alors :

$$M' = \frac{Q}{Cp'(t_2-t_1)} = \frac{128686,72}{1 \times (35-28)} = 18383,82 \text{ Kg} / h = 18,38 m^3 / h$$

4.2 Calcul de la DTLM :

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 99,06 - 35 = 64,06^\circ\text{c}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 40 - 28 = 12^\circ\text{c}$$

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2})} = \frac{52,06}{1,67} = 31,08^\circ\text{c}$$

4.3 Nombre de passes :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{99,06 - 40}{35 - 28} = 8,44$$

$$\Rightarrow F = 0,94 \text{ (d'après la fig "G")}$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{35 - 28}{99,06 - 28} = 0,098$$

Puisque $F=0,94 > 0,75$ Alors :

. n_c =nombre de passe cote calandre=1.

. n_t =nombre de passe cote tubes =2.

4.4 Choix de l'appareil :

Estimation de U_s' : d'après le tableau :

Réfrigérant -gaz (gaz -eau) $10 < U_s' < 250$ Kcal/hm²°c pour une résistance globale d'encrassement $R_s=0,0006$ hm²°c/Kcal

On prend

$$U_s' = 150 \text{ Kcal / hm}^2 \text{°c (d'après le tableau de la fig "H")}$$

Estimation de la surface:

$$A' = \frac{Q}{U_s' F (DTLM)} = \frac{128686,72}{150 \times 0,94 \times 31,08} = 29,36 \text{ m}^2$$

Choix de la géométrie: tube 12 BWG

Tube en acier

$$l = 12' = 3,66 \text{ m .}$$

$$d_0 = 1'' = 0,0254 \text{ m .}$$

$$d_i = 1,986 \text{ cm} = 0,01986 \text{ m}$$

$$e = 2,77 \text{ mm} = 0,00277 \text{ m}$$

Pas triangulaire :

$$\Rightarrow P = 1'' \frac{1}{4} = 0,03175 \text{ m}$$

Surface d'échange :

$$a = \pi d_0 l = 3,14 \times 0,0254 \times 3,66 = 0,292 \text{ m}^2$$

Estimation de N_t' :

$$N_t' = \frac{A'}{a \times n_c} = \frac{29,36}{1 \times 0,292} = 100 \text{ tubes}$$

Choix de l'appareil :

$$N_t = 118 \text{ tubes} \Rightarrow D_c = 0,439 \text{ m (d'après le tableau de la fig "I")}$$

$$D_c > B > \frac{D_c}{5} \Rightarrow 0,439 > B > 0,0878$$

On prend :

$$B = 0,305 \text{ m}$$

$$l = (N_c + 1)B \Rightarrow N_c = \frac{l}{B} - 1 = \frac{3,66}{0,305} - 1 = 11 \text{ chicanes}$$

4.5 Choix du fluide a l'intérieur du faisceau et la calandre :

Eau distillée	→	Cote calandre
Ethylène	→	cote faisceau

4.6 Détermination de U_s de l'appareil :

$$U_s = U_s' \frac{N_t'}{N_t} = 150 \frac{100,54}{118} = 127,8 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

4.7 Température calorique : $d_4^t = 0,97$

$$\frac{\Delta t_{\text{froid}}}{\Delta t_{\text{chaud}}} = \frac{35 - 28}{99,06 - 40} = 0,118$$

$$\Rightarrow Kc = 1,05 (\text{fig "N"}) \quad \Rightarrow Fc = 0,28 (\text{fig "N"})$$

Alors :

$$T_c = T_2 + Fc(T_1 - T_2) = 40 + 0,28(99,06 - 40) = 56,5^\circ\text{C}$$

$$t_c = t_1 + Fc(t_2 - t_1) = 28 + 0,28(35 - 28) = 29,96^\circ\text{C}$$

4.8 Calcul du coefficient de transfert propre Up :

Faisceau	Calandre
<p><u>Section par passe :</u></p> $a_t = \frac{N_t}{n_t} \frac{\pi d_i^2}{4}$ $a_t = \frac{118}{2} \frac{3,14}{4} (0,01986)^2$ $a_t = 0,0183 \text{ m}^2$ <p><u>Vitesse massique :</u></p> $G_t = \frac{M}{a_t} = \frac{2504,5}{0,0183}$ $= 1,57 \times 10^5 \text{ Kg / hm}^2$ <p><u>Caractéristiques du fluide à Tc :</u></p> <p>Cp=0,96 Kcal/Kg°C μ=0,17 Kg/mh λ=0,101 Kcal/mh°C ρ=371,65 Kg/m³</p>	<p><u>Section par calandre:</u></p> $a_{ct} = \frac{D_c}{P} (P - d_0) B$ $a_{ct} = \frac{0,439}{0,03175} (0,03175 - 0,0254) 0,305$ $a_{ct} = 0,027 \text{ m}^2$ <p><u>Vitesse massique :</u></p> $G_{ct} = \frac{M'}{a_{ct}} = \frac{18383,82}{0,027}$ $= 6,81 \times 10^5 \text{ Kg / hm}^2$ <p><u>Diamètre équivalent :</u></p> $D_e = \frac{3,464 P^2}{\pi d_0} - d_0$ $D_e = \frac{3,464 (0,03175)^2}{3,14 \times 0,0254} - 0,0254$ $D_e = 0,0184 \text{ m}$ <p><u>Caractéristiques du fluide à tc :</u></p> <p>Cp'=0,998 Kcal/Kg°C μ'=2,9 Kg/mh λ'=0,531 Kcal/mh°C ρ'=995,98 Kg/m³</p>

<p><u>Nombre de Reynolds:</u></p> $R_{et} = \frac{d_i G_t}{\mu} = \frac{0,01986 \times 1,57 \times 10^5}{0,17}$ $R_{et} = 1,83 \times 10^4$ $\frac{h_{i0}}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_0} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3}$ <p>D'après l'abaque :fig « O »</p> $j_h = 70$ <p>Alors :</p> $\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 70 \frac{0,101}{0,0254} \left(\frac{0,96 \times 0,17}{0,101} \right)^{1/3}$ $\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 326,63 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$	<p><u>Nombre de Reynolds :</u></p> $R_{ect} = \frac{D_e G_{ct}}{\mu'} = \frac{0,0184 \times 6,81 \times 10^5}{2,893}$ $R_{ect} = 4,32 \times 10^3$ $\frac{h_0}{\phi_c} = j_h' \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{C_p' \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$ <p>D'après l'abaque :fig « P »</p> $j_h' = 35$ <p>Alors :</p> $\frac{h_0}{\phi_c} = 35 \frac{0,531}{0,0184} \left(\frac{0,998 \times 2,9}{0,531} \right)^{1/3}$ $\frac{h_0}{\phi_c} = 1777,55 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$
-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

Température du tube :

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_0}{\phi_c} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} (T_c - t_c) = 52,38 \text{ } ^\circ \text{C}$$

<p><u>Détermination de μ_t à t_t :</u></p> <p>$\mu_t = 0,178 \text{ Kg/mh}$</p> $\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,17}{0,178} \right)^{0,14} = 0,95$ $h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t} \right) \phi_t = 326,63 \times 0,95$ $h_{i0} = 310,29 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$	<p><u>Détermination de μ_t' à t_t :</u></p> <p>$\mu_t' = 1,6 \text{ Kg/mh}$</p> $\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_t'} \right)^{0,14} = \left(\frac{2,9}{1,6} \right)^{0,14} = 1,087$ $h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_c} \right) \phi_c = 1777,55 \times 1,087$ $h_0 = 1932,19 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$
--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

Coefficient de transfert propre :

$$Up = \frac{h_{i0}h_0}{h_{i0}+h_0} = \frac{1932,19 \times 310,29}{1932,19+310,29} = 267,35 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Up>Us ⇒ bon choix de l'appareil.

4.9 Vérification de la résistance d'encrassement :

$$Rs = \frac{Up-U_s}{UpU_s} = \frac{267,35-127,8}{267,35 \times 127,8} = 4,084 \times 10^{-3} \text{ hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C} / \text{Kcal}$$

Rs calculée >Rs autorisée=6 x10⁻⁴hm²°C/Kcal ⇒ bon choix de l'appareil.

4.10 Perte de charge :

Faisceau	Calandre
D'après l'abaque :fig « O » Ft=0,016	D'après l'abaque :fig « P » Ft'=0,17
$\Delta Pt = \frac{n_c n_t G_t^2}{1,271 \times 10^{12} \rho} \left[\frac{F_t l}{d_i \phi_t} + 2 \right]$	$\Delta Pc = \frac{n_c F_{ct} G_{ct}^2 (N_c + 1) D_c}{1,271 \times 10^{12} \rho' D_e \phi_c}$
$\Delta Pt = 5,326 \times 10^{-4} \text{ Kg} / \text{cm}^2$	$\Delta Pc = 1,64 \times 10^{-2} \text{ Kg} / \text{cm}^2$

ΔP calculé <ΔP autorisé ⇒ bon choix de l'appareil.

5. Calcul du ballon d'aspiration :

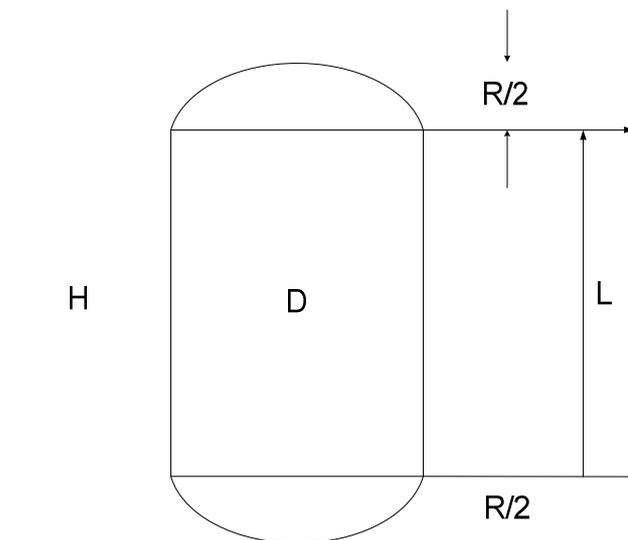
Ce ballon alimente le compresseur d'un débit sur et continu. Bien entendu le compresseur sera protégé en cas de basse pression et aussi s'il y a arrêt, il y aura toujours une force d'inertie qui continue à entraîner le compresseur pendant un temps défini.

Ce temps est estimé à vingt secondes.

$$V_B = \frac{V_a \times t}{3600} = \frac{139,03 \times 20}{3600} = 0,772 \text{ m}^3$$

La pression dans le ballon est de 16Kg/cm² donc : [6]

$$3 < \frac{L}{D} < 5$$



On choisit $L=4D$:

$$V_B = 2 \left[\frac{1}{6} \pi \left(\frac{R}{2} \right)^3 \right] + \frac{\pi D^2}{4} L \Rightarrow$$

$$V_B = \frac{2}{6} \pi \frac{D^3}{4^3} + \pi D^3 = \pi D^3 \left(\frac{1}{192} + 1 \right) \Rightarrow$$

$$V_B = \pi D^3 \left(\frac{193}{192} \right) = 0,772 \text{ m}^3 \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{192 V_B}{193 \pi}}$$

$$\Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{192 \times 0,772}{193 \times 3,14}}$$

$$\Rightarrow D = 0,625 \text{ m}$$

$$\Rightarrow D = 0,7 \text{ m}$$

Donc :

$$L = 4 D = 4 \times 0,7 = 2,8 \text{ m}$$

$$H = L + \frac{2R}{2} = L + \frac{D}{2} = 2,8 + \frac{0,7}{2} = 3,15 \text{ m}$$

On prévoit l'épaisseur du ballon plus une surépaisseur de corrosion. [6]

$$e = \frac{PR}{\alpha t - 0,6 P}$$

- e : épaisseur en [mm].
- P : pression de service.
- R : rayon du ballon en [mm].
- α : coefficient de soudure= 0,85 (Radiographie par nœuds).
- t : taux de fatigue du métal= 0,364 x charge de rupture=0,364*45 Kg/mm²
=16,38

$$\Rightarrow e = \frac{0,16 \times 350}{0,85 \times 16,38 - 0,6 \times 0,16} = 4 \text{ mm}$$

Alors : l'épaisseur du ballon est de

$$e = 4 \text{ mm} + 2 \text{ mm} = 6 \text{ mm}$$

Tel que :

2mm=épaisseur de corrosion.

6. Ballon de refoulement premier étage :

Le volume du cylindre (V_{C1}) est défini comme :

$$V_{C1} = \frac{Q_v}{60n} = \frac{139,03}{60 \times 250} = 0,009 \text{ m}^3$$

$n = \text{RPM} = 250 \text{ t/min}$

On a :

$$\frac{P_a V_{C1}}{T_a Z_a} = \frac{P_1 V_{b1}'}{Z_1 T_1}$$

Tel que :

- Z_a : facteur de compressibilité à l'aspiration.
- Z_1 : facteur de compressibilité au refoulement.
- P_1 : pression dans le ballon.
- T_1 : température dans le ballon.
- V_{b1}' : volume du ballon.

$$\Rightarrow V_{b1}' = \frac{P_a V_{C1} Z_1 T_1}{T_a Z_a P_1} = \frac{16 \times 0,981 \times 0,009 \times 104,91 \times 0,9}{50 \times 0,91 \times 40,27}$$

$$\Rightarrow V_{b1}' = 0,007 \text{ m}^3$$

Par mesure de sécurité :

$$V_{b1} = 1,5 V_{b1}' = 1,5 \times 0,007 = 0,01 \text{ m}^3$$

Puisque $P > 7 \text{ Kg/cm}^2$ donc :

$$3 < \frac{L}{D} < 5$$

On choisit $L=4D$:

$$V_{b1} = 2 \left[\frac{1}{6} \pi \left(\frac{R}{2} \right)^3 \right] + \frac{\pi D^2}{4} L \Rightarrow$$

$$V_{b1} = \frac{2}{6} \pi \frac{D^3}{4^3} + \pi D^3 = \pi D^3 \left(\frac{1}{192} + 1 \right) \Rightarrow$$

$$V_{b1} = \pi D^3 \left(\frac{193}{192} \right) = 0,01 \text{ m}^3 \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{192 V_{b1}}{193 \pi}}$$

$$\Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{192 \times 0,01}{193 \times 3,14}}$$

$$\Rightarrow D = 0,1468 \text{ m}$$

$$\Rightarrow D = 0,15 \text{ m}$$

Donc :

$$L = 4D = 4 \times 0,15 = 0,6 \text{ m}$$

$$H = L + \frac{2R}{2} = L + \frac{D}{2} = 0,6 + \frac{0,15}{2} = 0,675 \text{ m}$$

On prévoit l'épaisseur du ballon plus une surépaisseur de corrosion.

$$e = \frac{PR}{\alpha t - 0,6 P}$$

- e : épaisseur en [mm].
- P : pression de service.
- R : rayon du ballon en [mm].
- α : coefficient de soudure= 0,85 (Radiographie par nœuds).
- t : taux de fatigue du métal= $0,364 \times$ charge de rupture= $0,364 \times 45 \text{ Kg/mm}^2$
=16,38

$$\Rightarrow e = \frac{0,41 \times 75}{0,85 \times 16,38 - 0,6 \times 0,41} = 2 \text{ mm}$$

Alors : l'épaisseur du ballon est de

$$e = 2 \text{ mm} + 2 \text{ mm} = 4 \text{ mm}$$

Tel que : 2mm=épaisseur de corrosion.

7. Ballon de refoulement deuxième étage :

Le volume du cylindre (V_{C_1}) est défini comme :

$$V_{C_2} = \frac{Q_{V_1}}{60 n} = \frac{62,7}{60 \times 250} = 0,004 \text{ m}^3$$

$n = \text{RPM} = 250 \text{ t/min}$

On a :

$$\frac{P_1 V_{C_2}}{T_1 Z_1} = \frac{P_2 V'_{b_2}}{Z_2 T_2}$$

Tel que :

- Z_1 : facteur de compressibilité à l'aspiration.
- Z_2 : facteur de compressibilité au refoulement.
- P_2 : pression dans le ballon.
- T_2 : température dans le ballon.
- V'_{b_2} : volume du ballon.

$$\Rightarrow V'_{b_2} = \frac{P_1 V_{C_2} Z_2 T_2}{T_1 Z_1 P_2} = \frac{40,27 \times 0,004 \times 93,21 \times 0,72}{40 \times 0,9 \times 103,3}$$

$$\Rightarrow V'_{b_2} = 0,003 \text{ m}^3$$

Par mesure de sécurité :

$$V_{b_2} = 1,5 V'_{b_2} = 1,5 \times 0,003 = 0,045 \text{ m}^3$$

Puisque $P > 7 \text{ Kg/cm}^2$ donc :

$$3 < \frac{L}{D} < 5$$

On choisit $L=4D$:

$$V_{b_2} = 2 \left[\frac{1}{6} \pi \left(\frac{R}{2} \right)^3 \right] + \frac{\pi D^2}{4} L \Rightarrow$$

$$V_{b_2} = \frac{2}{6} \pi \frac{D^3}{4^3} + \pi D^3 = \pi D^3 \left(\frac{1}{192} + 1 \right) \Rightarrow$$

$$V_{b_2} = \pi D^3 \left(\frac{193}{192} \right) = 0,01 \text{ m}^3 \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{192 V_{b_2}}{193 \pi}}$$

$$\Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{192 \times 0,045}{193 \times 3,14}}$$

$$\Rightarrow D = 0,2424 \text{ m}$$

$$\Rightarrow D = 0,24 \text{ m}$$

Donc :

$$L = 4 D = 4 \times 0,24 = 0,96 \text{ m}$$

$$H = L + \frac{2R}{2} = L + \frac{D}{2} = 0,96 + \frac{0,24}{2} = 1,08 \text{ m}$$

On prévoit l'épaisseur du ballon plus une surépaisseur de corrosion.

$$e = \frac{PR}{\alpha t - 0,6 P}$$

- e : épaisseur en [mm].
- P : pression de service.
- R : rayon du ballon en [mm].
- α : coefficient de soudure= 1 (Radiographie par intégrale).
- t : taux de fatigue du métal= 0,364 x charge de rupture=0,364x45 Kg/mm²
=16,38

$$\Rightarrow e = \frac{1,05 \times 120}{1 \times 16,38 - 0,6 \times 1,05} = 8 \text{ mm}$$

Alors : l'épaisseur du ballon est de

$$e = 8 \text{ mm} + 2 \text{ mm} = 10 \text{ mm}$$

Tel que : 2mm=épaisseur de corrosion.

CHAPITRE VII

VII. Sécurité des installations de polyéthylène.

1. Introduction :

2. Sécurité du réacteur :

3. Sécurité des produits chimiques :

4. Sécurité des Peroxydes :

1. Introduction :

Les unités de Polyéthylène basse densité, sont des installations à risque élevé, de part l'utilisation des input, tels que l'Ethylène, dont les valeurs d'explosivités situées entre 3 % et 33%, sont de natures très explosives, l'utilisation de cette matière première à des pression très élevées 2200 bar (pression de service du réacteur).

Par ailleurs, les autres produits, tels que les Peroxydes très instables, ainsi que le Toluène, le Benzène, le propane et le propylène qui sont des produits très volatil et extrêmement inflammables et ou explosifs.

Pour cela, diverses mesures préventives sont instaurées au niveau des installations.

2. Sécurité du réacteur :

Il y a lieu de signaler que le réacteur est placé à l'intérieur d'une baie (BUunker) afin d'éviter en cas d'emballement de la réaction, la destruction de l'ensemble de l'unité et les unités avoisinantes (pression de service 2200 bars).

Par ailleurs, 74 points de contrôle de température sont décimés à travers les tubes de réacteur ; et reliés à un système de contrôle qui en cas d'augmentation de température actionne un bloc d'arrêt d'urgence, et l'ouverture du safety valves, pour le rejet du contenu du réacteur vers l'atmosphère.

En plus de cela, vu le système de Halon est prévu pour le cas d'un emballement.

Sécurité des stocks des produits chimiques tel que Toluène, Benzène, Propane et Propylène.

Ces produits, stockés dans des cigares ou bacs sont sécurisés par des systèmes de déluges (eau) et de systèmes d'injection de mousse, pour le Toluène et le Benzène. En plus des systèmes de refroidissement à l'eau.

Par ailleurs, ils sont contrôlés à l'aide de systèmes de détection fixe, permettant de donner l'alerte en cas d'incident au service de sécurité.

3. Sécurité des produits chimiques :

Tel Toluène, Xylène, Propane et Propylène.

Ces produits, stockés dans des cignes ou bacs sont sécurisés par des systèmes de déluges (Eau) et des systèmes d'injection de mousse, pour le toluène et le xylène en plus des systèmes de refroidissement à l'eau.

Par ailleurs, ils sont contrôlés à l'aide de systèmes de détections fixe, permettant de donner l'alerte, en cas d'incendie au service de sécurité.

4. Sécurité des Peroxydes :

Les Peroxydes organiques sont des produits chimiquement très instables et peuvent se décomposer très rapidement sous l'effet de température, à cet effet, ils sont stockés dans un magasin réfrigéré (et maintien à une température n'excédant pas 5°.

Ce même magasin est protégé par un système de déluge qui en cas de situations d'urgence est actionné pour protéger l'ensemble du local.

CONCLUSION :

Lors de notre étude, nous avons projeté une augmentation du taux de conversion dans le réacteur, permettant une augmentation de la production de l'unité.

Cette augmentation de la production nécessite un surplus d'éthylène, injecté latéralement dans la zone moyenne du réacteur et venant du compresseur secondaire.

Après l'injection latérale, la production nominale de chaque ligne de SKIKDA passera de 24000 T/an à 30000-35000 T/an selon la qualité du produit

En effet, l'éthylène venant de compresseur secondaire est divisé en deux (02) courants qui sont envoyés le premier à la tête du réacteur (situation actuelle au niveau de l'unité) et le deuxième courant à l'injection latérale.

Les 70% à 75% du débit total (18000 Kg/h) vont à la tête du réacteur, tandis que les 25% à 30% vont à l'injection latérale.

Le courant de l'injection latérale est refroidi jusqu'à environ 45⁰ à 55⁰ par de l'eau de refroidissement (échangeurs).

L'injection de l'éthylène froid baisse la température du réacteur jusqu'à environ 200° à 220°, et ceci permettra le démarrage d'un nouveau pic de réaction qui augmentera la conversion totale.

Ces pics de réaction ne seront possibles que si le temps de séjour dans le réacteur est plus important, d'où la nécessité de revoir le calcul du réacteur.

Avec l'éthylène latéral on injecte un second catalyseur (peroxyde) qui deviendra actif à la température qui s'est établi dans le réacteur.

Après la réaction (réacteur), tout se déroulera comme auparavant, il y à naturellement une plus grande quantité de gaz de recyclage d'où la nécessité d'avoir opté pour l'installation d'un nouveau compresseur primaire, destinée à la prise en

charge de cet excédent, qui ne peut être supporté par le compresseur primaire existant.

D'après les calculs réalisés, tenant compte du nouveau bilan matière, le compresseur à installer est du type alternatif à piston de 3 étages, et dont les caractéristiques sont relevées dans la partie calcul.

A ce compresseur, il y a lieu d'adjoindre des échangeurs et des ballons qui sont eux mêmes calculs tenant compte des températures.

Enfin pour terminer, il y a lieu de signaler que l'étude a porté uniquement sur la partie compression de l'unité.

Cependant, pour la finalisation et la réussite de l'injection latérale, il est nécessaire de pousser le travail, pour déterminer, notamment tenant compte des divers scénarios et calculs. La nouvelle conception du réacteur, ainsi que les équipements nécessaires à ajouter à savoir, pompes, soufflantes, échangeurs etc.

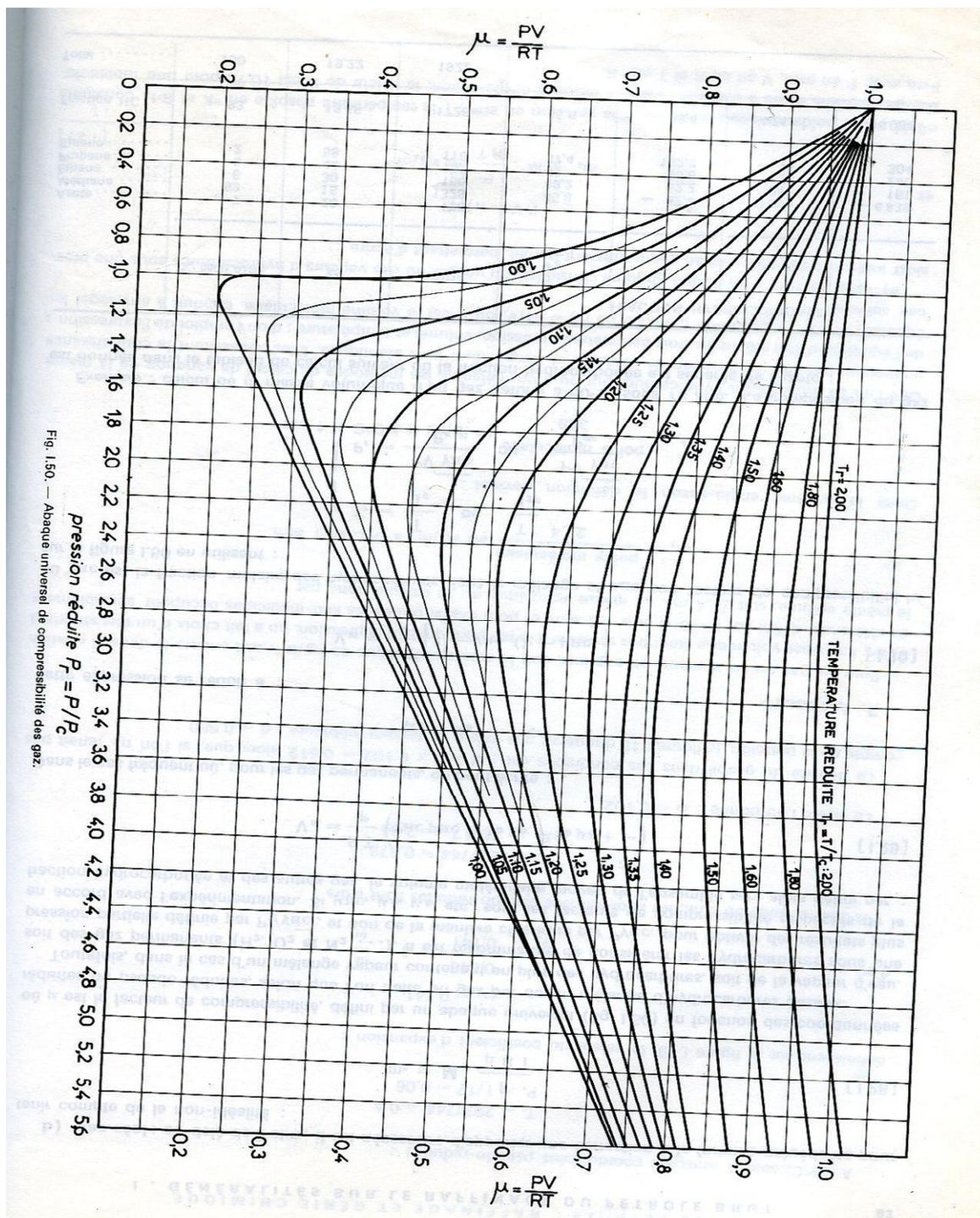


Fig. 150. — Abaque universel de compressibilité des gaz.

fig « A » Abaque donnant Z en f (Tr et Pr)[6]

•

chaleur spécifique molaire de l'ethylene en fonction de la température

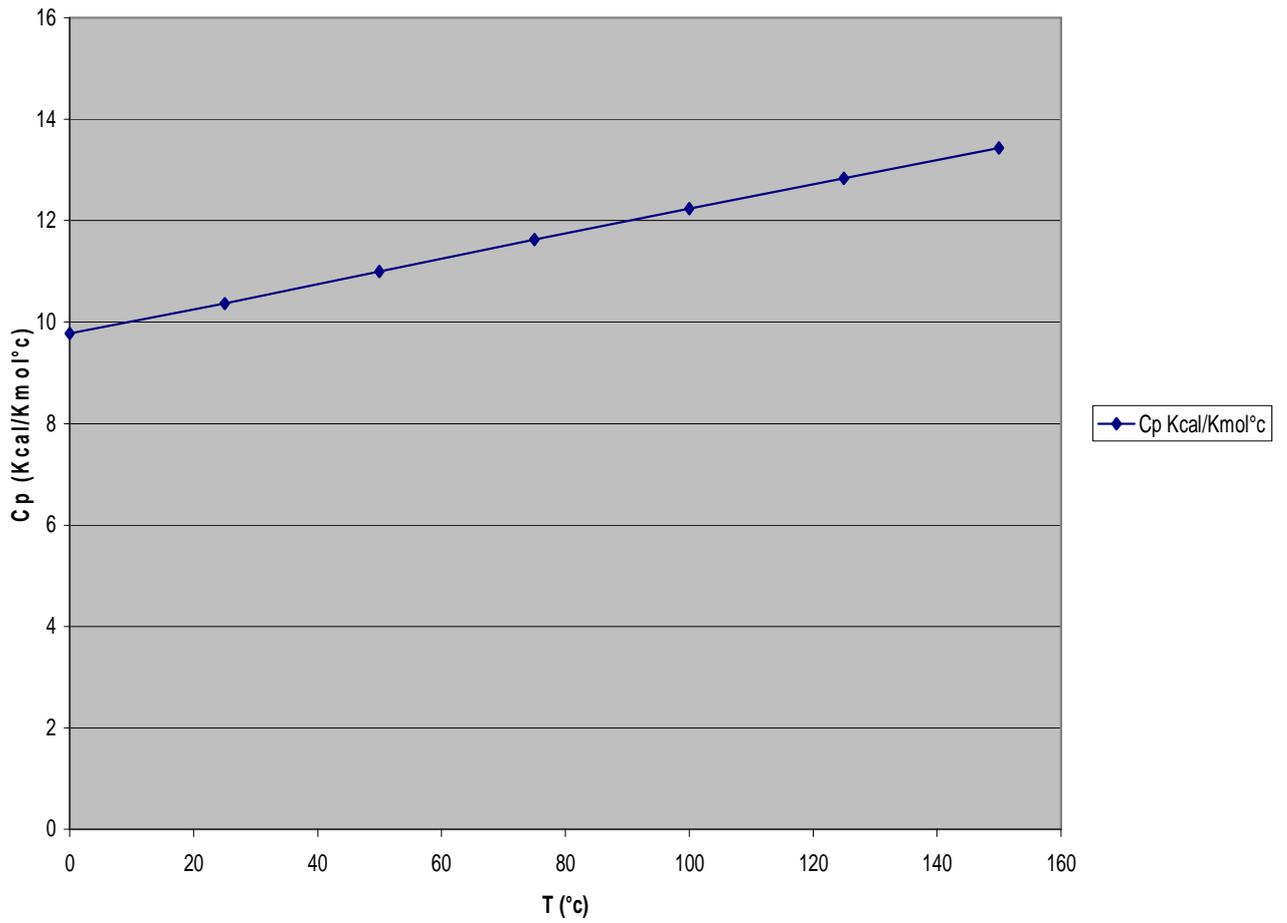


Fig « B » Graphe donnant Cp en fonction de T à pression atmosphérique

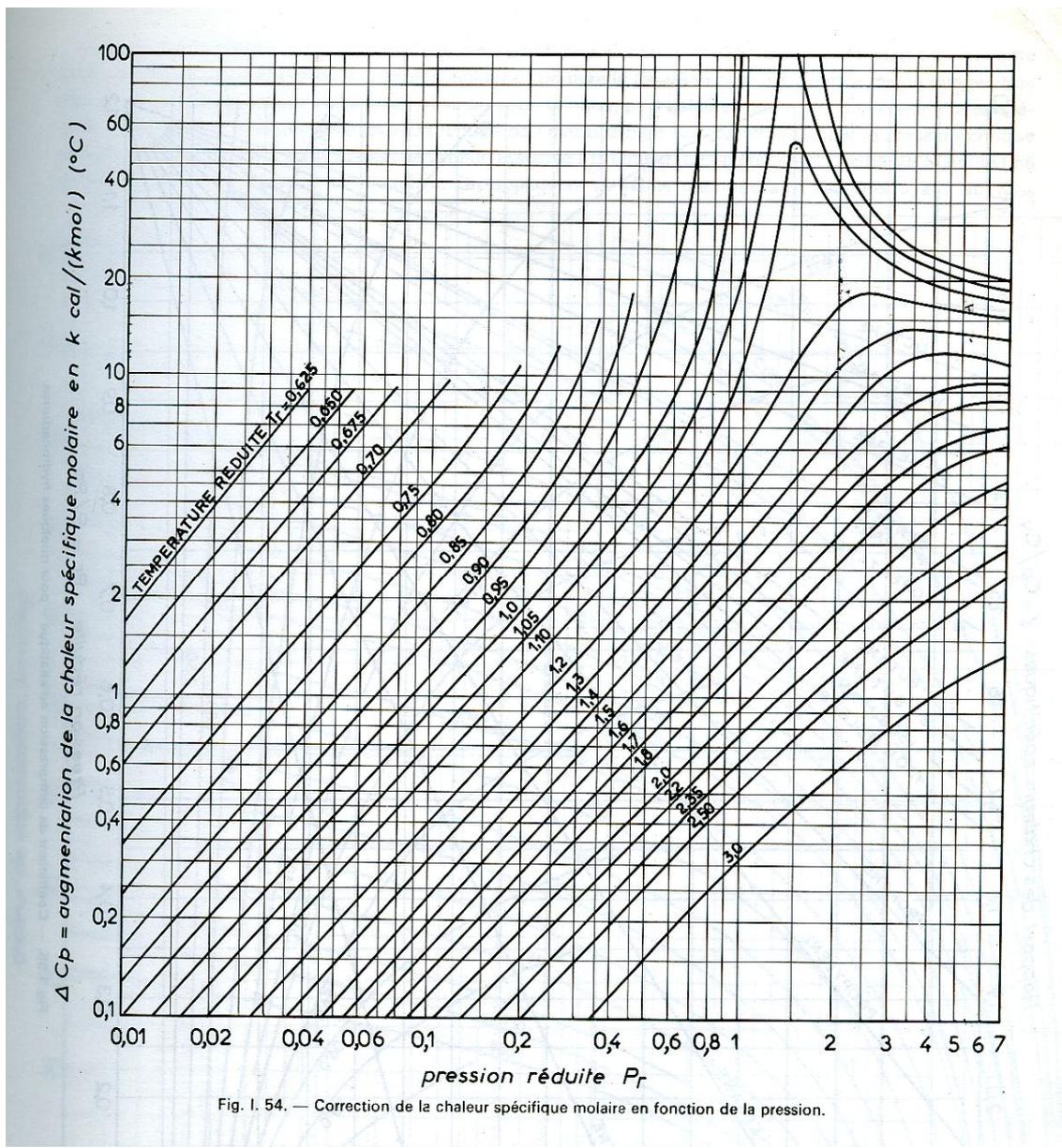


Fig. I. 54. — Correction de la chaleur spécifique molaire en fonction de la pression.

Fig « C » Abaque donnant correction de Cp.[6]

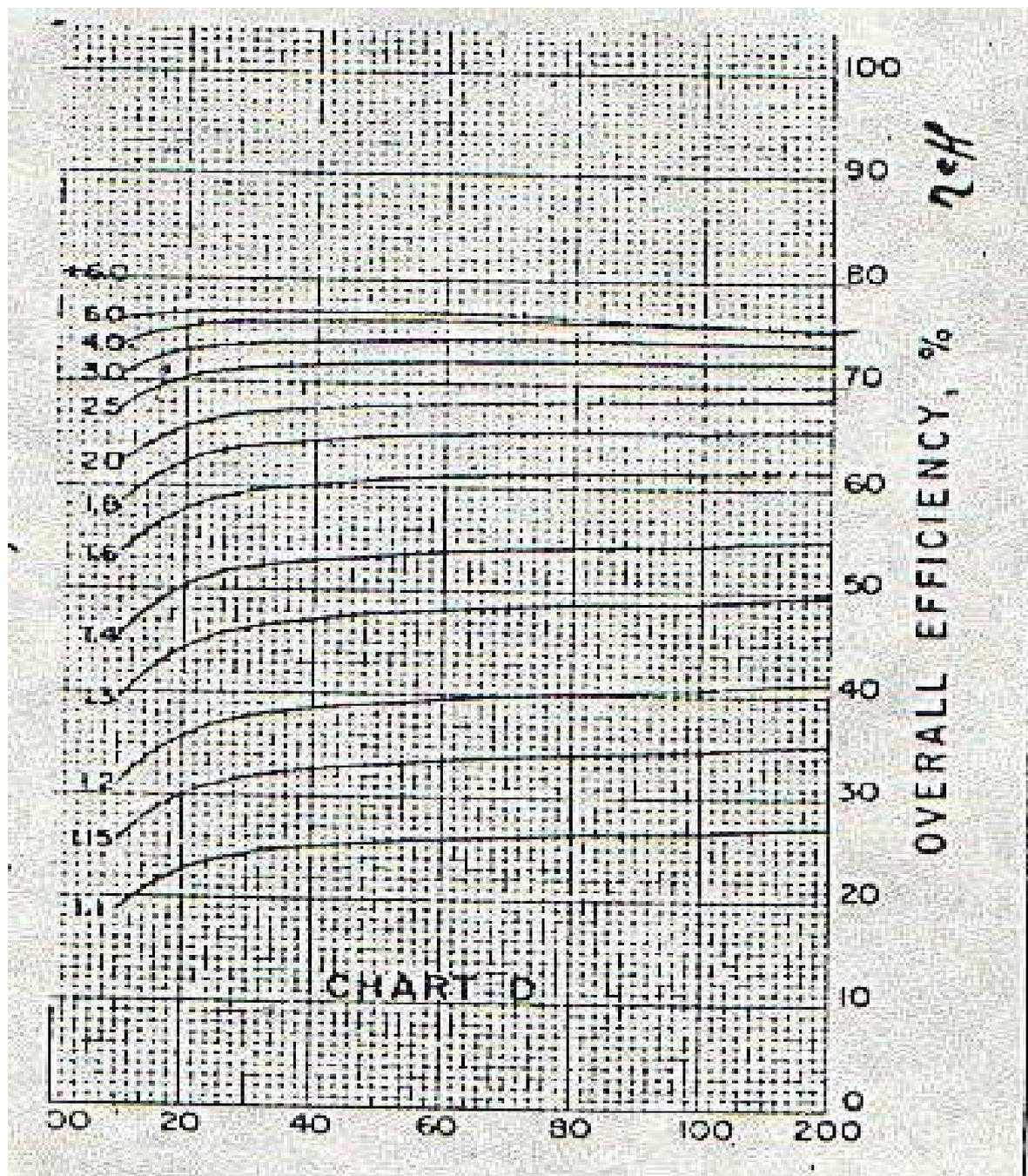


Fig « D » Abaque donnant η_{eff} en fonction du taux de compression et de la pression.[5]

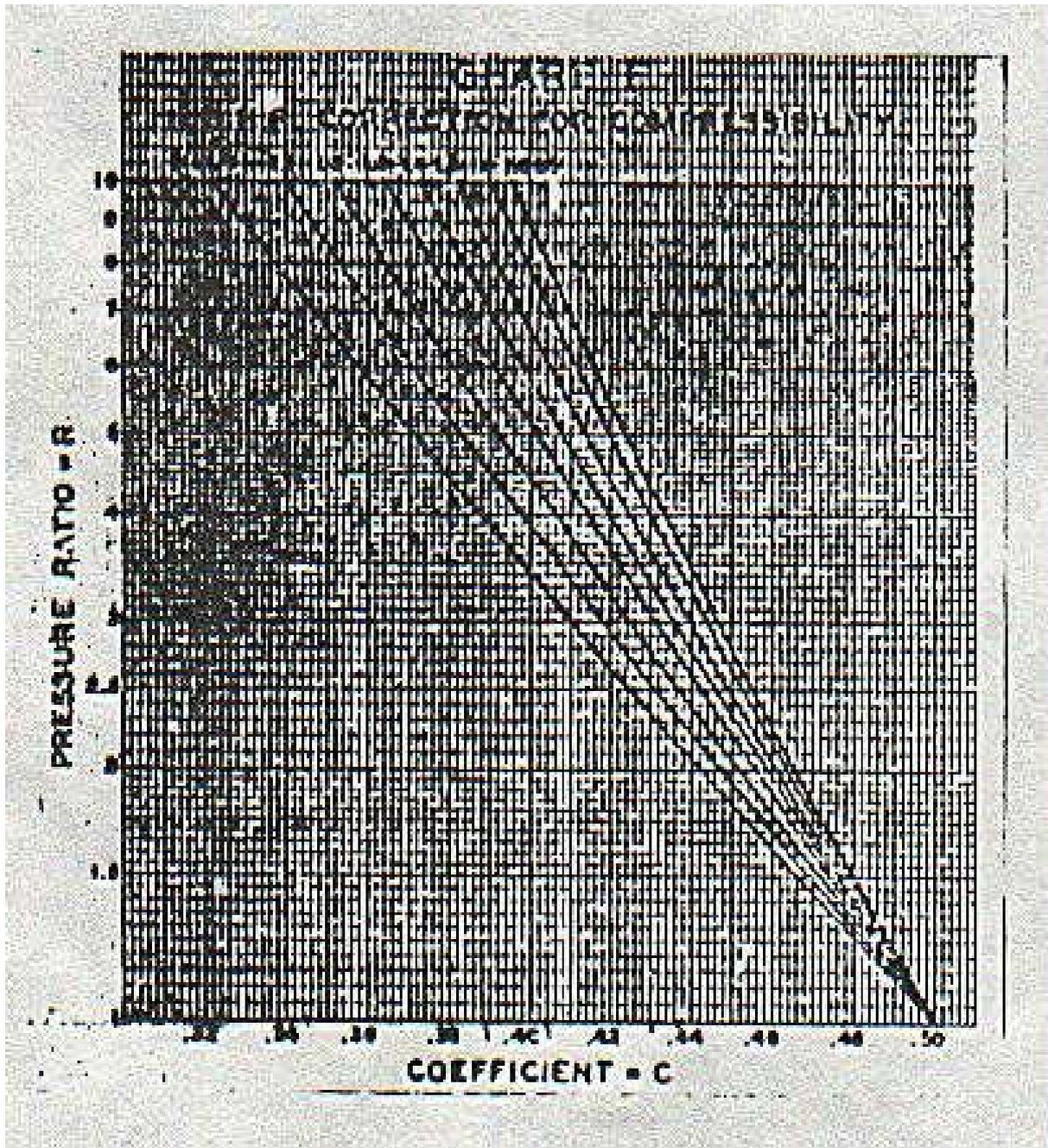


Fig « E » Abaque donnant correction C [5]

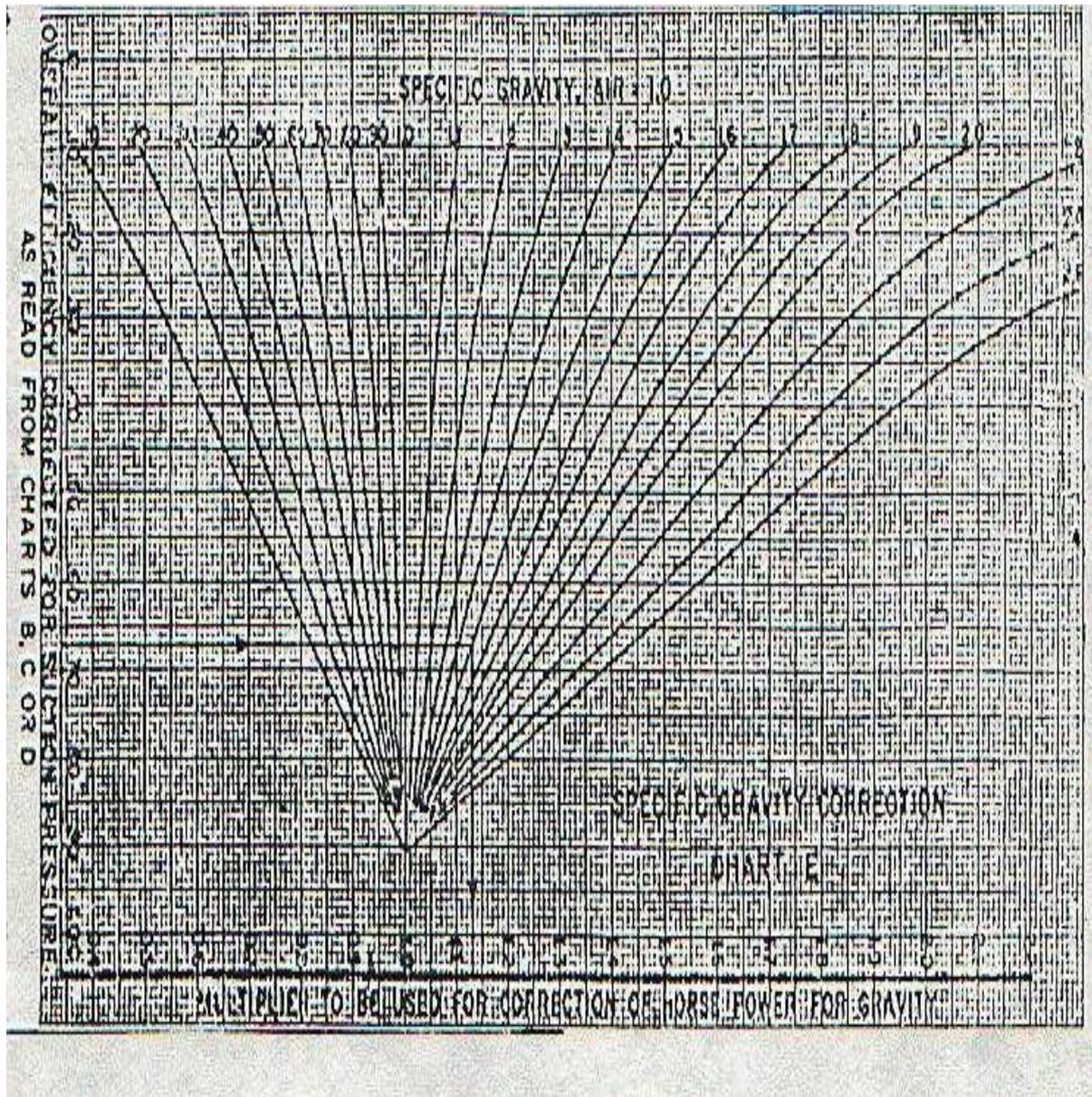
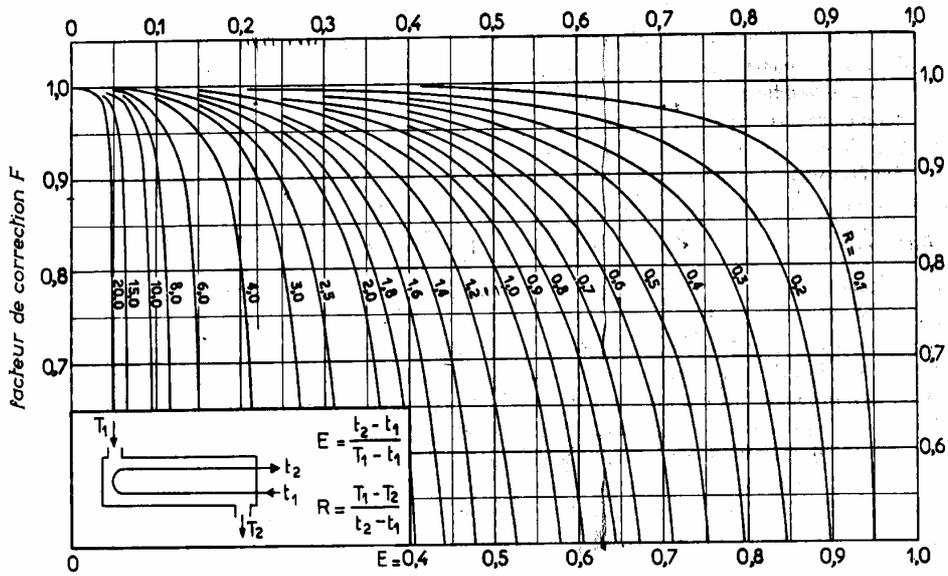
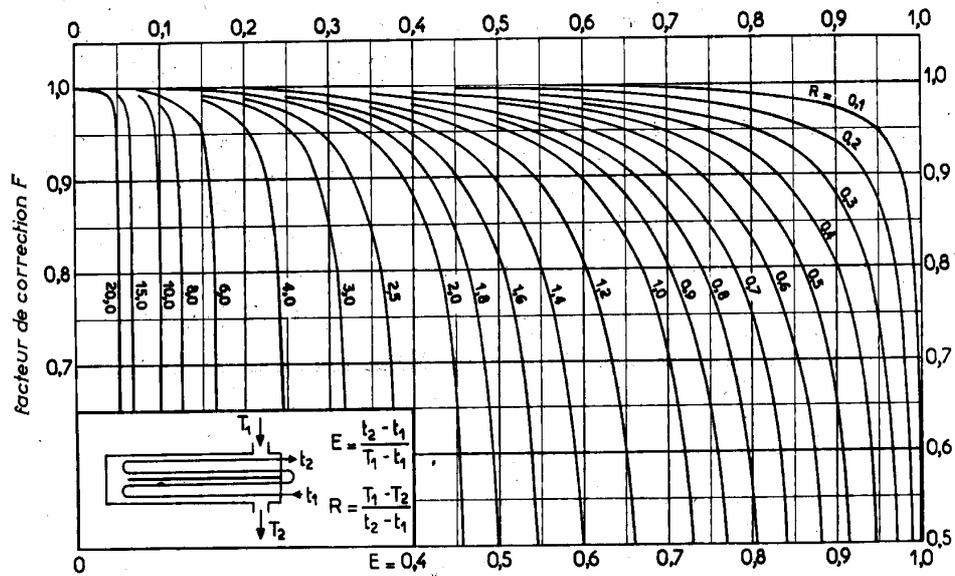


Fig « F » Abaque donnant G_{HC} en f (densité et η_{eff}) [5]



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.



b. deux passes côté calandre, quatre passes (ou plus) côté tubes.

Fig « G » Abaque donnant F en f(E et R). [6]

TABLEAU V.1.7 (suite)

PRODUITS PÉTROLIERS			
DISTILLATIONS ATMOSPHÉRIQUES ET SOUS VIDE		TRAITEMENT DES HUILES	
Essences et kérosène	2	Huile + solvant	4
Gasol léger	4	Raffinat	2
Gasol lourd	6	Extrait	5
Résidu atmosphérique	6-8	Solvants (furfuro, MEK, propane)	2
Résidu sous vide	10	Huile raffinée	2
Asphalte	20		
UNITÉS DE CRAQUAGE		FRACTIONNEMENT DES GAZ	
Vapeurs de tête	4	Alimentation et produits de tête	2
Distillat léger	4	Résidus au rebouilleur	4
Distillat lourd	6-10		

TABLEAU V.1.8
COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE U_s (1)

ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniac	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo	1 000 - 3 400	200 - 700
	Solutions aqueuses : $\mu > 2$ cPo	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

(1) Ces valeurs de U_s comprennent une résistance globale d'encrassement $R_s = 0,0006 \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C/kcal} = 0,003 \text{ hr. ft}^2 \cdot \text{°F/BTU}$, et correspondent à : $0,35 \text{ kg/cm}^2 < \Delta P < 0,7 \text{ kg/cm}^2$.

(2) Hydrocarbures légers : $\mu < 0,5 \text{ cPo}$ (ainsi que : benzène, toluène, acétone, éthanol, MEK).
Hydrocarbures moyens : $0,5 < \mu < 1 \text{ cPo}$ (kérosène, gasol chaud, huile d'absorption, bruts légers).
Hydrocarbures lourds : $\mu > 1 \text{ cPo}$ (gasol froid, huiles, fuels-oils, brut réduit, asphalte).

Fig « H » Tableau donnant U_s en fonction des fluides [6]

TABLEAU V.1.4
DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14			12	10		
10	25,4	52	40	36		32	26	24					
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	18	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	498	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25,4	56	47	42	36	52	40	36		32	28	24	
12	30,5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33,7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38,7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43,9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59,1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63,5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68,6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73,7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78,8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83,8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88,9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	986	870	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

Fig « I » Caractéristiques des tubes et correction de N_t(nombre de tubes) [6]

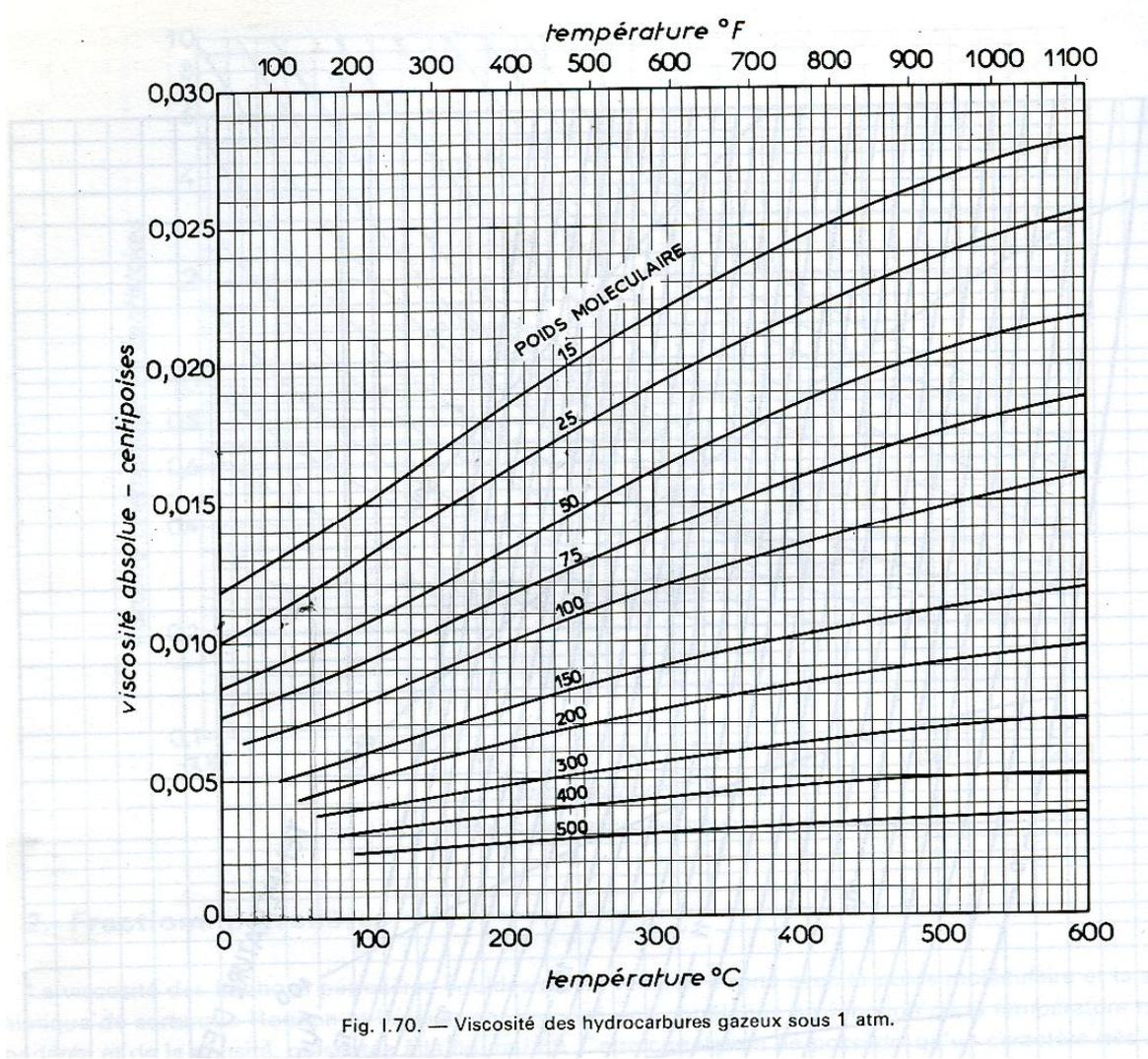


Fig. I.70. — Viscosité des hydrocarbures gazeux sous 1 atm.

Fig « J » Abaque donnant la viscosité des gaz en f (température et le poids moléculaire) à pression atmosphérique. [6]

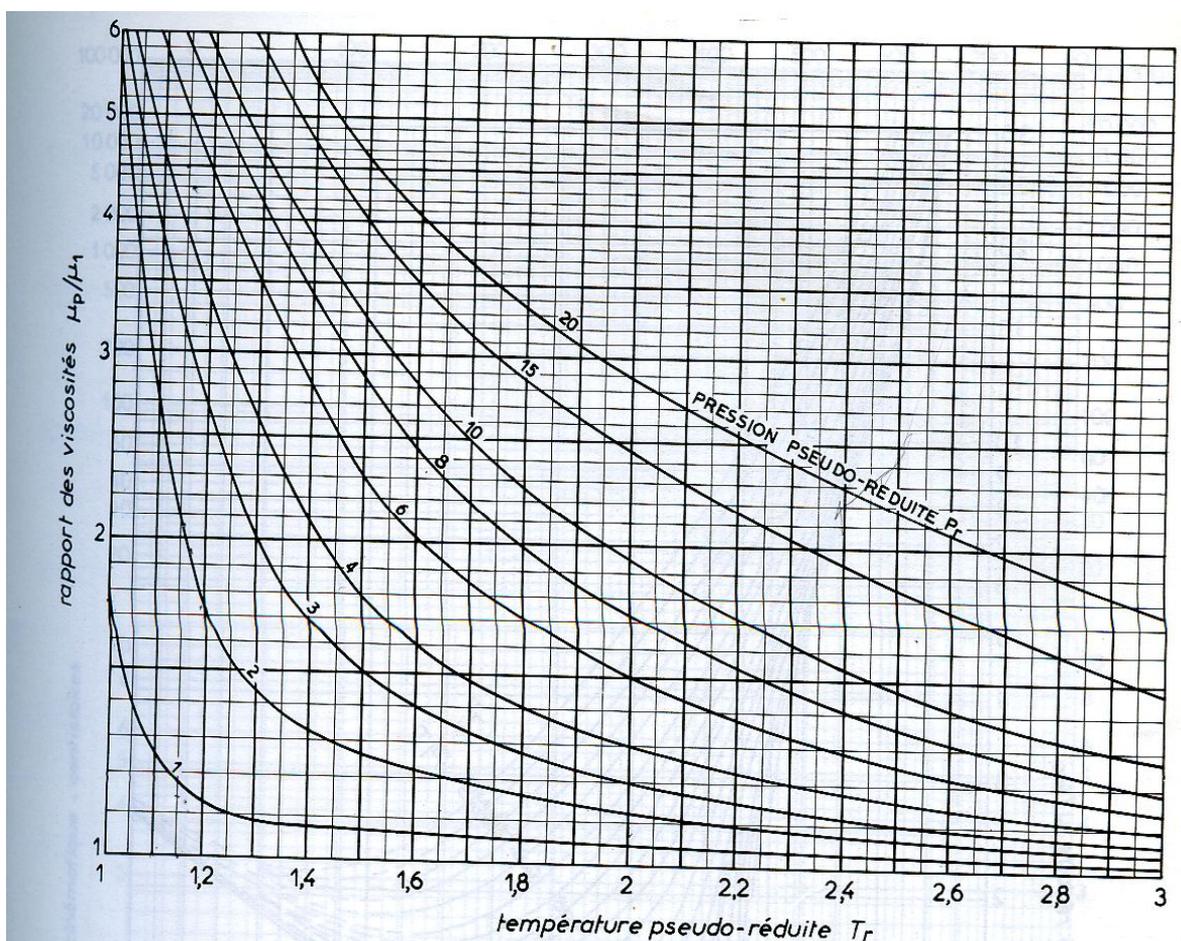


Fig. I.71. — Viscosité des hydrocarbures gazeux sous pression.

Fig « K » Abaque donnant la viscosité des gaz en f (T_r et P_r) sous pression [6]

conductivité thermique de l'ethylene en fonction de la température à pression atmosphérique

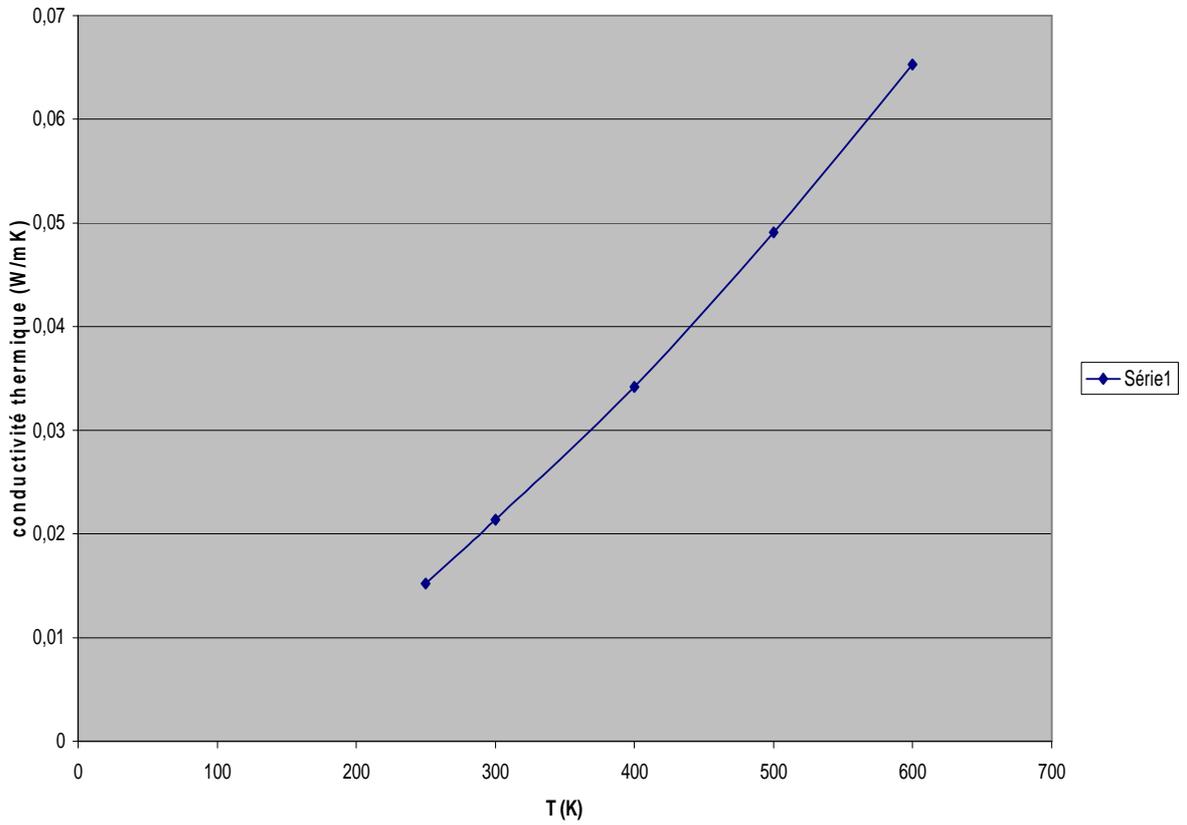


Fig « L » Graphe donnant λ en fonction de T à pression atmosphérique.

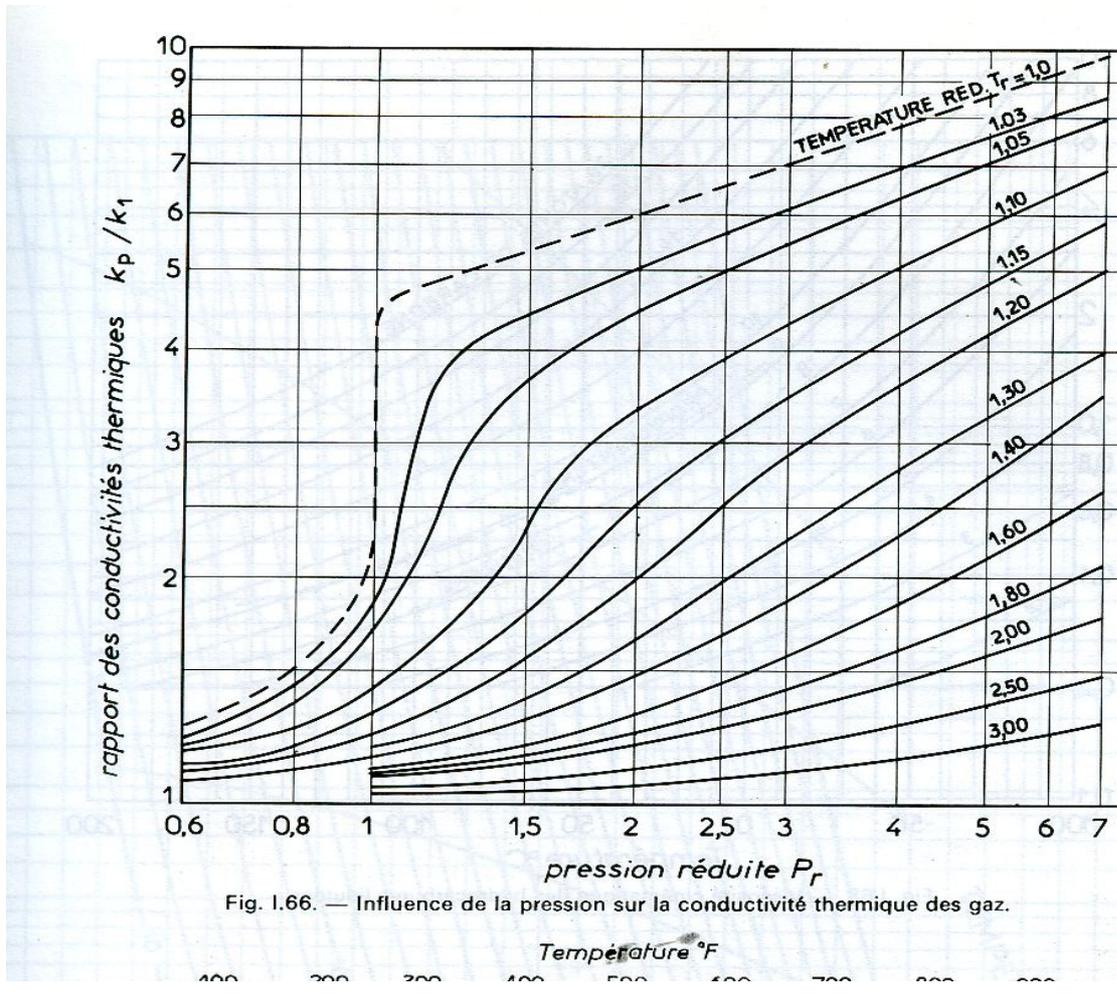


Fig. I.66. — Influence de la pression sur la conductivité thermique des gaz.

Fig « M » Abaque donnant la conductivité thermique des gaz en f(Tr et Pr) sous pression [6]

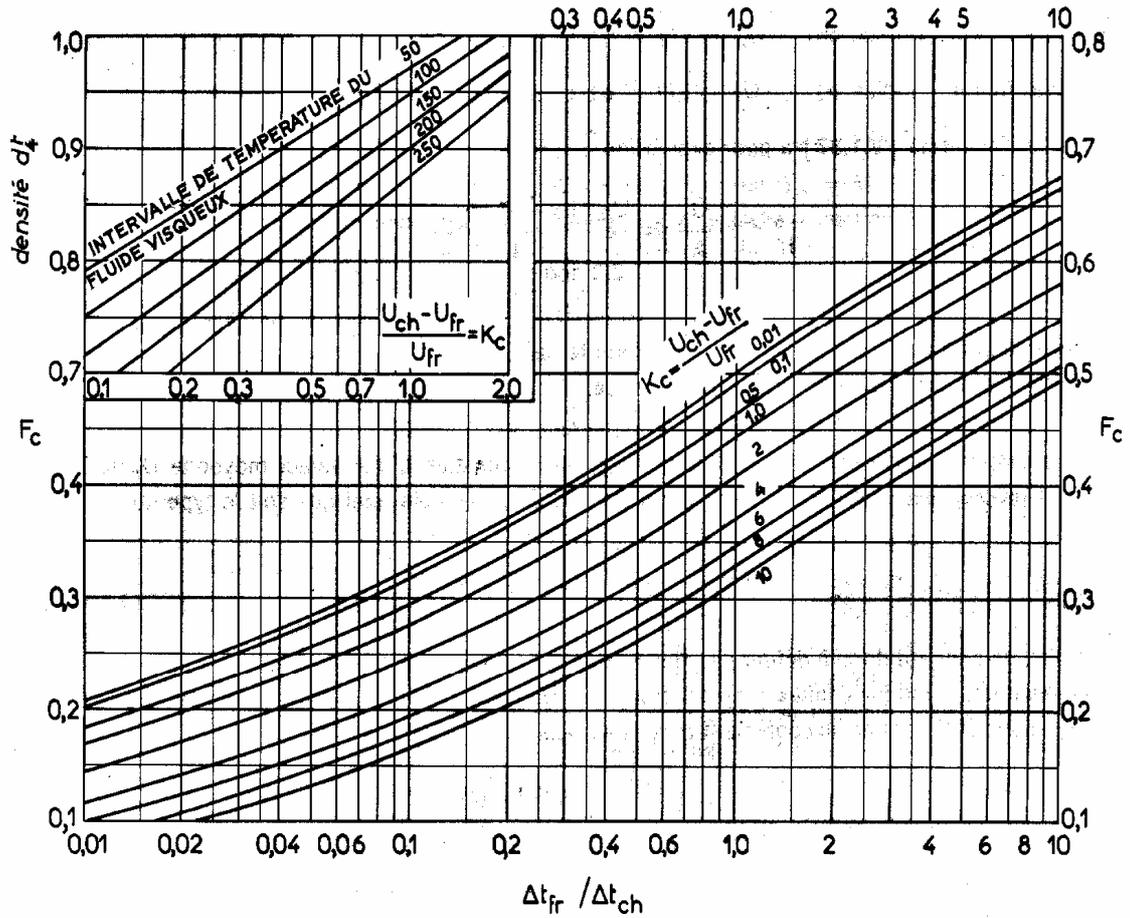


Fig. V.1.28. — Détermination des températures caloriques.

Fig « N » Abaque donnant K_c en f (densité et ΔT)
 Abaque donnant F_c en f (K_c et $\Delta t_f / \Delta t_{ch}$) [6]

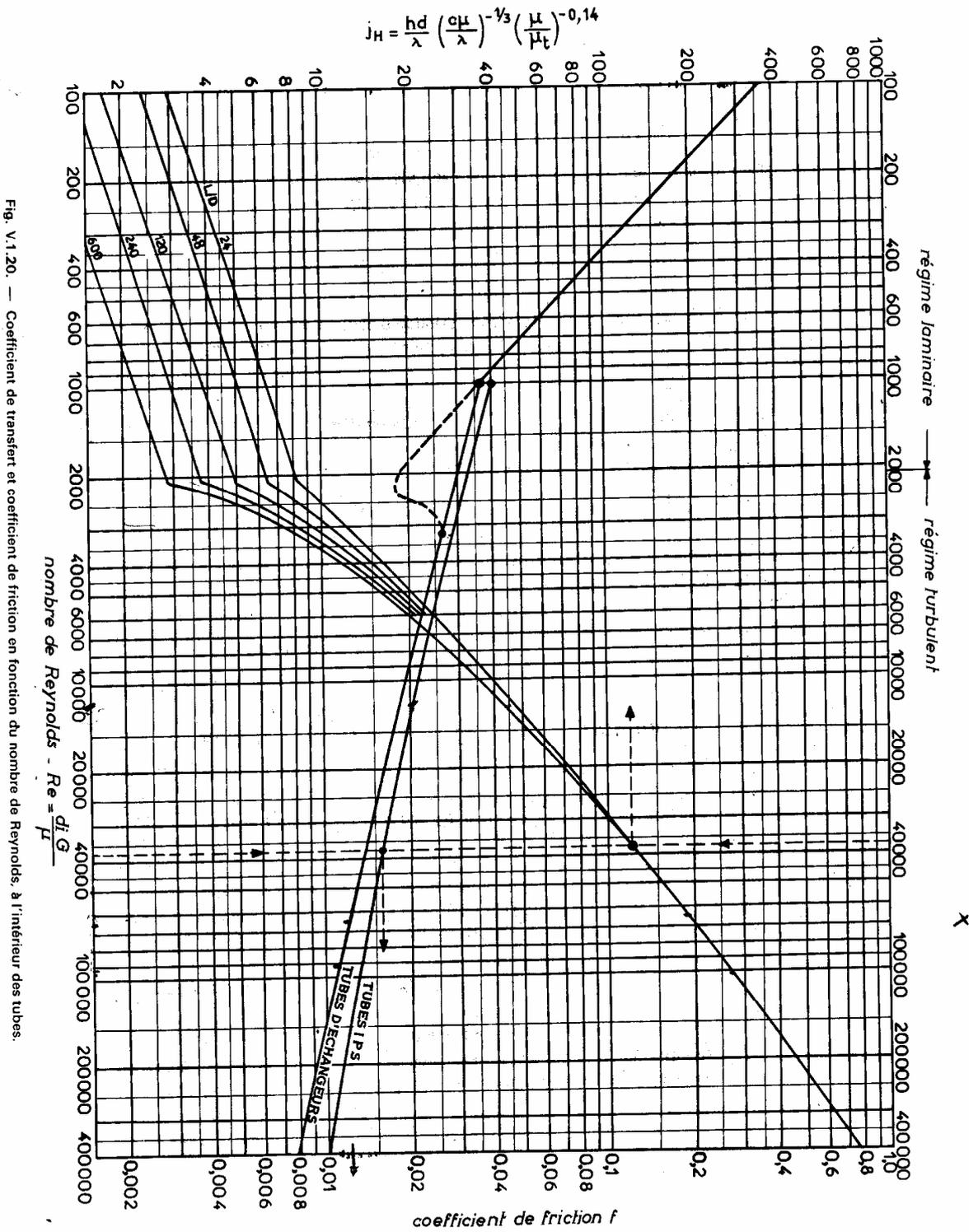


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

Fig « O » Abaque donnant J_H en f (Ret)
Abaque donnant F_c en f (Ret) [P]

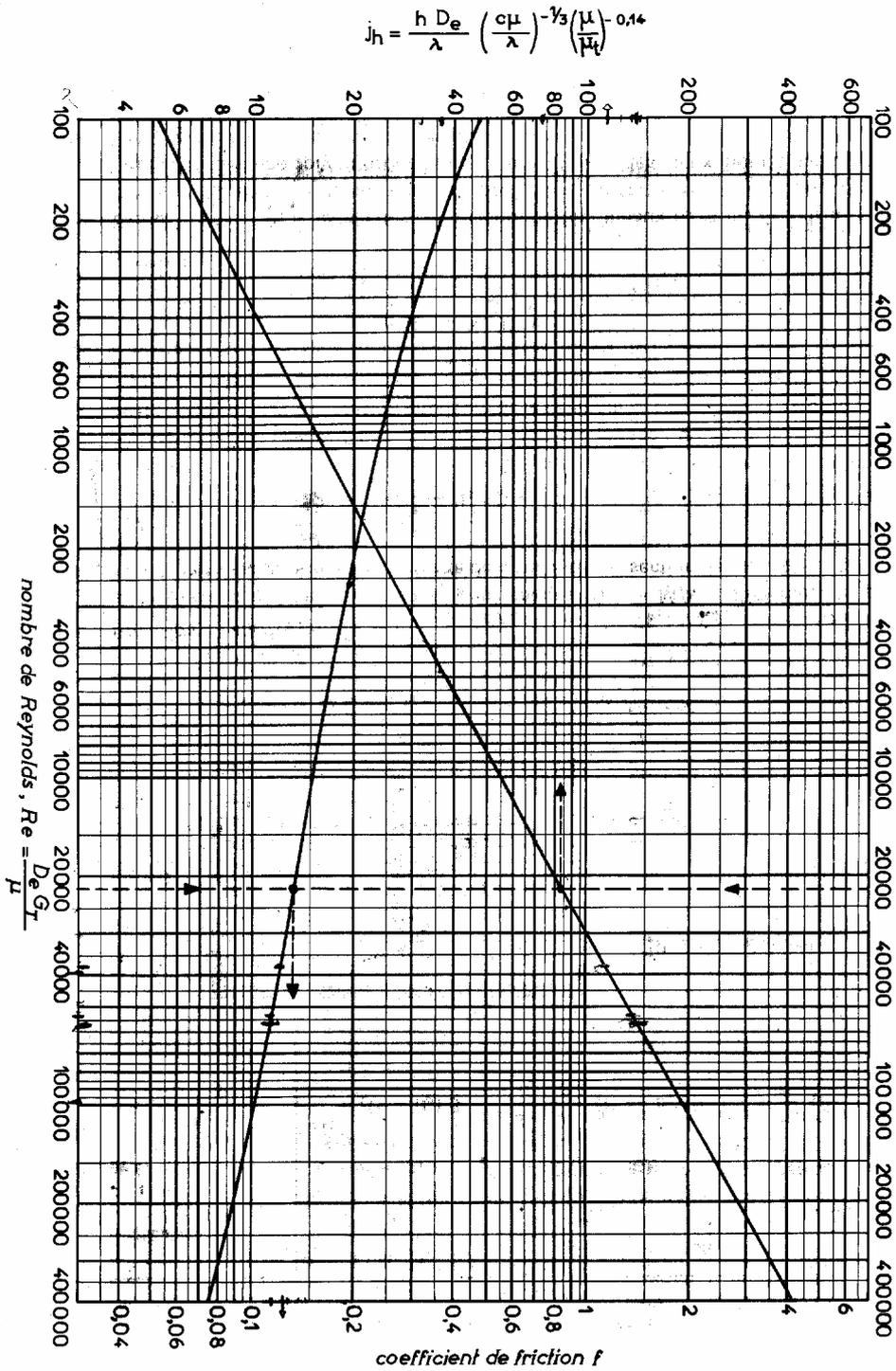


Fig. V.1.26. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

Fig « P » Abaque donnant J_H' en f (Rect)
 Abaque donnant F_c' en f (Rect) [6]

TABLEAU V.1.6

	PAS NORMAL CARRÉ OU TRIANGULAIRE (fig. V.1.4a et c)	PAS TRIANGULAIRE RENVERSE (fig. V.1.4b)	PAS CARRÉ RENVERSE (fig. V.1.4d)
Espacement entre tubes perpendiculairement au courant	P	$P\sqrt{3}$	$P\sqrt{2}$
Distance minimale de passage	$P - d_o$	$2(P - d_o)$	$2(P - d_o)$
Aire de passage : $a_{cT} = \alpha B D_c \frac{P - d_o}{P}$	$\frac{D_c}{P} (P - d_o) B$	$\frac{2}{\sqrt{3}} \frac{D_c}{P} (P - d_o) B$	$\sqrt{2} \frac{D_c}{P} (P - d_o) B$

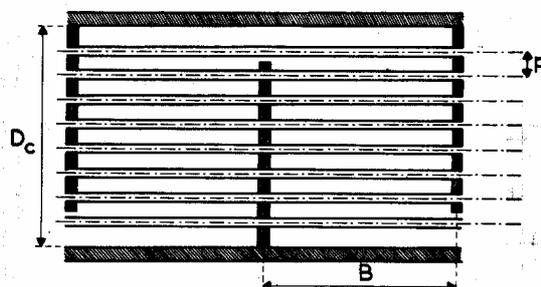


Fig. V.1.27. — Aire de passage transversal entre deux chicanes.

Tiré de raffinage et génie chimique (P. WUITHIER)

Tome II

TABLEAU V.1.7

RÉSISTANCES D'ENCRASSEMENT : $10^4 R_s$ (R_s en $\text{h.m}^2.\text{°C/kcal}$)

PÉTROLE BRUT												
Température (°C) ..	0 — 100			100 — 150			150 — 200			200		
	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2
Sec	6	4	4	6	4	4	8	6	4	10	8	6
Humide	6	4	4	10	8	8	12	10	8	14	12	10

EAUX				
TEMPÉRATURE DU FLUIDE CHAUD	Inférieure à 120°C		120 — 200°C	
TEMPÉRATURE DE L'EAU	Inférieure à 50°C		Supérieure à 50°C	
VITESSE DE L'EAU	< 1 m/s	> 1 m/s	< 1 m/s	> 1 m/s
Eau de mer	1	1	2	2
Eau douce de ville ou de puits	2	2	4	4
Eaux de rivière propre	4	2	6	4
Eaux de rivière très sale	15	10	20	15
Eau traitée pour chaudière	2	1	2	2

V.1 . APPAREILS TUBULAIRES D'ÉCHANGE DE CHALEUR

1083

TABLEAU V.1.7 (suite)

PRODUITS PÉTROLIERS			
DISTILLATIONS ATMOSPHÉRIQUES ET SOUS VIDE		TRAITEMENT DES HUILES	
Essences et kérosène	2	Huile + solvant	4
Gasoil léger	4	Raffinat	2
Gasoil lourd	6	Extrait	5
Résidu atmosphérique	6-8	Solvants (furfurol, MEK, propane)	2
Résidu sous vide	10	Huile raffinée	2
Asphalte	20		
UNITÉS DE CRAQUAGE		FRACTIONNEMENT DES GAZ	
Vapeurs de tête	4	Alimentation et produits de tête	2
Distillat léger	4	Résidus au rebouilleur	4
Distillat lourd	6-10		

Tiré de raffinage et génie chimique (P. WUITHIER)

Tome II

$$\text{pas carré : } D_e = \frac{4 \left[P^2 - \frac{\pi d_o^2}{4} \right]}{\pi d_o} = \frac{4 P^2}{\pi d_o} - d_o \quad [V.1.29]$$

$$\text{pas triangulaire : } D_e = 4 \frac{\frac{\sqrt{3}}{4} P^2 - \frac{\pi}{8} d_o^2}{\pi d_o/2} = \frac{3,464 P^2}{\pi d_o} - d_o \quad [V.1.30]$$

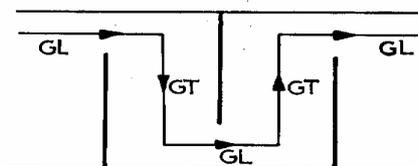
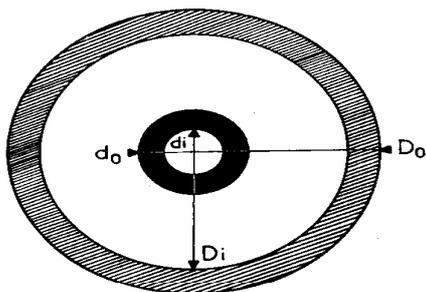


Fig. V.1.24. — Courants transversaux et longitudinaux.

← Fig. V.1.22. — Section annulaire d'un échangeur double-tube.

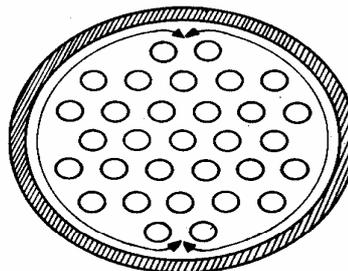
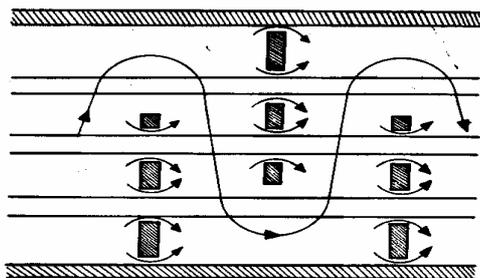


Fig. V.1.23. — Écoulement du fluide à travers la calandre.

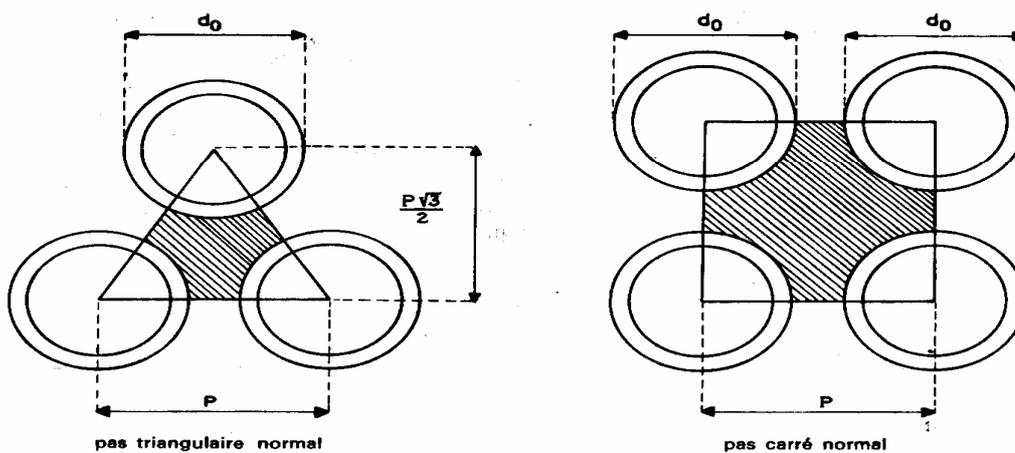


Fig. V.1.25. — Définition du diamètre équivalent pour le transfert de chaleur.

Tiré de raffinage et génie chimique (P. WUITHIER)

Tome II

Bibliographie

[1] : R. PERRIN/J.P. SCHARFF/ Chimie industrielle / Edition lemasson
Paris 1995

[2] :J.P. ARLIE/ Les thermoplastiques de grand tonnage /
Edition TECHNIP 1977.

[3] : ENIP/ Manuel du procédé (Procédé ABCD) / volume I et II.

[4] : G. LEMASSON / Les Machines tome II.

[5] : Natural Gas Processors Association.

[6] :P. WUITHIER / Raffinage et Génie Chimique/ tome I et II 2^e édition
/Edition TECHNIP 1972.

[7] : R.H.PERRY / C.H. CHILTON/ Chemical Engineer's Handbook 5^e
édition / 1973

[8] : Etude Marché réalisée par l'**ENIP/** 2005.