

RÉPUBLIQUE FRANÇAISE

INSTITUT NATIONAL
DE LA PROPRIÉTÉ INDUSTRIELLE

PARIS

(11) N° de publication :
(A n'utiliser que pour les
commandes de reproduction).

2 458 525

A1

**DEMANDE
DE BREVET D'INVENTION**

(21)

N° 79 14449

(54) Procédé perfectionné de fabrication de l'éthylène et installation de production d'éthylène comportant application de ce procédé.

(51) Classification internationale (Int. Cl.³). - C 07 C 11/04, 7/10.

(22) Date de dépôt..... 6 juin 1979, à 15 h 20 mn.

(33) (32) (31) Priorité revendiquée :

(41) Date de la mise à la disposition du
public de la demande..... B.O.P.I. — « Listes » n° 1 du 2-1-1981.

(71) Déposant : Société dite : COMPAGNIE FRANÇAISE D'ETUDES ET DE CONSTRUCTION
« TECHNIP », résidant en France.

(72) Invention de : Joëlle Mestrallet, Gérard Heck et Victor Kaiser.

(73) Titulaire : *Idem* (71)

(74) Mandataire : Cabinet Z. Weinstein,
20, av. de Friedland, 75008 Paris.

La présente invention a essentiellement pour objet un procédé perfectionné de fabrication de l'éthylène.

Elle vise également une installation de production d'éthylène pour la mise en œuvre de ce procédé.

5 On connaît déjà des unités de fabrication d'éthylène qui utilisent essentiellement une colonne de dééthanisation ainsi qu'une section de superfractionnement de l'éthylène. Et ces unités comprennent bien sûr un certain nombre de machines, tels que par exemple divers compresseurs, qui exigent une fourniture d'énergie importante pour
10 assurer leur entraînement.

La consommation d'énergie de ces diverses machines dépend évidemment de nombreux facteurs, tels que la capacité de l'unité de fabrication, le procédé adopté, les conditions climatiques etc..., mais cela n'empêche
15 pas que, d'une manière générale, les unités actuelles de production d'éthylène demeurent de grosses consommatrices d'énergie.

Aussi la présente invention a-t-elle pour but notamment de remédier à cet inconvénient en proposant
20 un procédé et une installation perfectionnés de production d'éthylène qui permettent une réduction notable de la consommation d'énergie en prévoyant un mode de condensation particulier des hydrocarbures gazeux sortant de la colonne de dééthanisation.

25 A cet effet, l'invention a pour objet un procédé perfectionné de fabrication de l'éthylène, du type consistant à traiter un condensat de gaz d'éthylène que l'on fait passer dans un dééthaniseur pour séparer sous forme gazeuse les hydrocarbures à deux atomes de carbone C_2 , à refroidir ces hydrocarbures pour en condenser une partie, à envoyer ces hydrocarbures dans un
30 séparateur où la phase condensée est séparée et recyclée dans le dééthaniseur, et à envoyer la fraction non condensée de ces hydrocarbures dans une unité de récupération de l'éthylène à laquelle est associé un
35 système de rebouillage pour réchauffer du fluide soutiré de ladite unité avant de le recycler dans celle-ci, ce procédé étant essentiellement caractérisé en ce qu'en

vue de réduire notablement la consommation d'énergie,
on effectue un échange de chaleur entre les hydrocarbures
provenant du dééthaniseur et le fluide de reflux du
système de rebouillage associé à l'unité de récupération
de l'éthylène afin d'obtenir la condensation au moins
partielle des hydrocarbures envoyés au séparateur.

Selon une autre caractéristique du procédé de
l'invention, après l'échange de chaleur précité, on soumet
les hydrocarbures refroidis à une opération de réfrigé-
ration complémentaire.

On ajoutera encore que l'échange de chaleur précité
est effectué, selon l'invention, au niveau d'un
rebouilleur complémentaire associé à une section de
superfractionnement de l'éthylène.

L'invention concerne encore une installation de
production d'éthylène pour la mise en œuvre du procédé
ci-dessus et du type comprenant au moins un dééthaniseur
raccordé par l'intermédiaire d'un ballon séparateur
à une section de superfractionnement de l'éthylène
comportant au moins un rebouilleur faisant office d'échangeur
de chaleur qui comprend un circuit de fluide chauffant
et un circuit de fluide réfrigérant constitué par un
circuit de reflux dans ladite section de superfractionnement,
cette installation étant caractérisée en ce que la
tête du dééthaniseur est reliée au ballon séparateur
par une conduite qui passe par ledit rebouilleur pour en
constituer ledit circuit de fluide chauffant qui est
lui-même refroidi avant d'être acheminé vers le ballon
séparateur.

Ce rebouilleur est constitué par un rebouilleur
complémentaire associé à une tour de superfractionnement
de l'éthylène.

En d'autres termes, grâce à un choix judicieux
des pressions de fonctionnement des colonnes de dééthanisation
et de superfractionnement, on obtiendra des températures
telles qu'on récupérera, au niveau du rebouilleur
complémentaire, les frigories disponibles dans la colonne
de superfractionnement pour les transférer au dééthaniseur,
via le séparateur.

Selon une autre caractéristique de l'invention, la conduite précitée passe avantageusement par un échangeur supplémentaire prévu entre le rebouilleur complémentaire et le ballon séparateur précité.

5 On précisera encore ici que, dans une installation conforme à l'invention, la pression et la température de fonctionnement à la tête du dééthaniseur sont respectivement comprises entre environ 18 et 33 bars et entre environ -5 et -25°C, la pression et la
10 température de fonctionnement du ballon séparateur sont respectivement comprises entre les mêmes valeurs aux pertes de charge près, tandis que la pression de fonctionnement à la tête de la colonne de superfractionnement est comprise entre environ 15 et 25 bars et la
15 température de fonctionnement du rebouilleur complémentaire est comprise entre environ -10 et -30°C.

Des valeurs préférentielles de pression et de température seront données dans la description détaillée qui suit et dans laquelle on décrira d'autres caractéristiques et avantages de l'invention en se référant à la
20 figure unique annexée, donnée uniquement à titre d'exemple, et illustrant schématiquement une unité de production d'éthylène équipée des perfectionnements selon l'invention.

25 Selon un exemple de réalisation, et en se reportant à cette figure, une installation de production d'éthylène du type concerné par l'invention comprend essentiellement une colonne de dééthanisation 1, ci-après appelée dééthaniseur, raccordé par l'intermédiaire d'un ballon
30 de séparation 2 à une tour 3 de superfractionnement de l'éthylène.

On décrira ci-après en détail les autres éléments de l'installation en même temps que son fonctionnement.

35 On comprime tout d'abord un gaz riche en éthylène qui est par la suite réfrigéré et condensé de façon à être fractionné par distillation. Une première colonne de fractionnement (non représentée) sépare le méthane. Et c'est le résidu de cette distillation que l'on introduit dans le dééthaniseur 1 par la conduite 4

visible sur la figure. Ce dééthaniseur assure en partie haute la séparation sous forme gazeuse des hydrocarbures possédant deux atomes de carbone C_2 , tandis que les hydrocarbures en C_3 , C_4 etc... obtenus en fond de dééthaniseur sont
5 envoyés par un conduit 5 dans une autre section (non représentée) de l'unité. On a montré en 6 un rebouilleur associé à la partie basse du dééthaniseur 1. Comme cela est bien connu, l'apport des calories nécessaires au rebouillage du dééthaniseur 1 est assuré par échange
10 de chaleur avec un fluide chauffant ou par récupération de la chaleur de condensation de vapeur d'eau.

Les produits gazeux en tête de la colonne 1, où la température est par exemple de $-12^{\circ}C$, sont envoyés dans une conduite 7 qui passe, conformément à l'invention,
15 par un rebouilleur complémentaire ou intermédiaire 8 associé à la tour de superfractionnement 3. Ainsi, comme on l'expliquera en détail plus loin, les hydrocarbures de tête de la colonne 1 cèderont de la chaleur tout en se refroidissant à une température, par exemple voisine
20 de $-13,5^{\circ}C$, pour déjà se condenser au moins partiellement et parvenir par la portion 7a de la conduite 7 dans un échangeur 9 où ils recevront les frigories d'un fluide réfrigérant qui se vaporise et qui est par exemple
25 constitué par du propane ou du propylène. Les hydrocarbures ainsi condensés en partie parviennent par la conduite 10 dans le ballon séparateur 2 où la température est par exemple de $-14^{\circ}C$.

Les hydrocarbures liquides sont recyclés en tête du dééthaniseur 1 en passant dans une conduite 11 munie d'une
30 pompe 12, tandis que les vapeurs d'hydrocarbures parviennent par la conduite 13 dans une section 14 où l'acétylène est éliminé par hydrogénation ou tout autre procédé.

On notera ici que l'échangeur 9, entre le rebouilleur 8 et le séparateur 2, n'est pas absolument obligatoire
35 pour le fonctionnement de l'unité selon l'invention. Il sert en quelque sorte d'échangeur d'appoint en frigories par le fait qu'il apporte, si cela s'avère nécessaire, des frigories complémentaires pour la condensation des

hydrocarbures provenant de la portion de conduite 7a. L'appoint en frigories, par exemple au moyen d'un échangeur 9, peut s'effectuer automatiquement en fonction des besoins. Un tel échangeur peut toutefois être utile pour permettre de réguler la pression du dééthaniseur 1 et pour permettre aussi un bon démarrage de l'unité.

Revenant à la section 14 qui assure l'élimination de l'acétylène par hydrogénation ou tout autre procédé convenable, les hydrocarbures gazeux sortent de ladite section par une conduite 15 pour alimenter la tour de superfractionnement 3.

Les gaz d'hydrocarbure en tête de cette tour 3 passent par un conduit 16 dans un échangeur 17 où ils reçoivent les frigories d'un fluide réfrigérant qui se vaporise, tel que par exemple du propylène ou du propane. Ensuite, les hydrocarbures pénètrent dans un séparateur 19 par une conduite 18, la phase liquide étant renvoyée comme reflux en tête de la tour 3 par une conduite 20 munie d'une pompe 21, et la phase gazeuse constituée par des vapeurs d'hydrocarbures et contenant de légères impuretés étant recyclée par une conduite 22 vers une section de compression (non représentée). On a montré en 23 une conduite par laquelle l'éthylène produit est soutiré latéralement sur la colonne 3. Et on a montré en 24 une conduite récupérant les produits de fond de la tour de superfractionnement 3, et notamment l'éthane qui résulte partiellement de l'hydrogénation de l'acétylène en 14, et qui est recyclé comme charge partielle de l'unité de production d'éthylène.

Toutes les dispositions du paragraphe précédent sont en soi connues, de même que le système de rebouillage de la tour 3 qui, suivant l'exemple de réalisation représenté, est constitué par un rebouilleur 25 en fond de tour 3 qui récupère la chaleur d'un fluide servant de fluide chauffant, telle que la chaleur de condensation d'une certaine quantité de fluide réfrigérant, et par le rebouilleur intermédiaire et complémentaire 8 qui a été mentionné précédemment.

Toutefois, on insistera ici sur ce rebouilleur intermédiaire 8 qui joue un rôle particulier selon la présente invention. En effet, ce rebouilleur fait office d'échangeur de chaleur qui comprend un circuit de fluide réfrigérant constitué par un circuit de reflux 26 dans la tour de superfractionnement 3 et par un circuit de fluide chauffant qui n'est autre que la conduite 7 transportant les gaz d'hydrocarbure provenant de la tête du dééthaniseur 1. En d'autres termes, ces gaz d'hydrocarbure qui parviennent au rebouilleur intermédiaire 8 à une température d'environ -12°C cèdent de la chaleur au circuit de reflux 26 qui se trouve à une température de l'ordre de -19°C et sont par conséquent refroidis à une température de l'ordre de $-13,5^{\circ}\text{C}$ à la sortie du rebouilleur 8 avant d'alimenter l'échangeur 9 puis le ballon séparateur 2.

Les valeurs de pression et de température données ci-après tant pour le dééthaniseur 1 et le séparateur 2 que pour la tour de superfractionnement 3 illustrent les conditions de fonctionnement d'une unité de production selon l'invention.

La pression de fonctionnement à la tête du dééthaniseur 1 est comprise entre environ 18 et 33 bars et est de préférence égale à 26,5 bars. Et la température en tête du dééthaniseur est comprise entre environ -5 et -25°C et est de préférence égale à -12°C , comme dit plus haut.

La pression de fonctionnement du séparateur est comprise entre environ 17 et 32 bars et est de préférence égale à 26 bars. Et la température du séparateur est comprise entre environ -7 et -23°C et est de préférence égale à -14°C .

Enfin, la pression de fonctionnement en tête de la tour de superfractionnement 3 est comprise entre environ 15 et 5 bars et est de préférence égale à 18 bars, tandis que la température de rebouillage intermédiaire est comprise entre environ -10 et -30°C et est de préférence égale à -19°C , comme on l'a vu précédemment.

On a donc réalisé suivant l'invention un procédé et une installation de fabrication d'éthylène qui permettent de récupérer les frigories disponibles dans une tour de

superfractionnement pour les transférer par reflux dans un dééthaniseur, et ce grâce à un choix approprié des pressions de fonctionnement. Et grâce à l'invention, on diminue avantageusement la puissance consommée par l'installation principale de réfrigération d'au moins 10%.

Bien entendu, l'invention n'est nullement limitée au mode de réalisation décrit et illustré qui n'a été donné qu'à titre d'exemple.

Si par exemple la teneur en acétylène est élevée, on peut très bien, sans sortir du cadre de l'invention, hydrogéner l'acétylène non plus sur les vapeurs d'hydrocarbure recueillies en 14, mais directement sur la totalité du produit émanant de la tête du dééthaniseur 1, comme on l'a montré schématiquement en 27. Egalement, si la teneur en méthane est importante on peut prévoir un déméthaniseur secondaire 28 en amont de la tour 3 de purification de l'éthylène.

L'invention comprend donc tous les équivalents techniques des moyens décrits ainsi que leurs combinaisons si celles-ci sont exécutées suivant son esprit et mises en œuvre dans le cadre des revendications qui suivent.

R E V E N D I C A T I O N S

1. Procédé perfectionné de fabrication de l'éthylène, du type consistant à traiter un condensat de gaz d'éthylène que l'on fait passer dans un dééthaniseur pour séparer sous forme gazeuse les hydrocarbures à deux atomes de carbone C_2 , à refroidir ces hydrocarbures pour en condenser une partie, à envoyer ces hydrocarbures dans un séparateur où la phase condensée est séparée et recyclée dans le dééthaniseur, et à envoyer la fraction non condensée de ces hydrocarbures dans une unité de récupération de l'éthylène à laquelle est associé un système de rebouillage pour réchauffer du fluide soutiré de ladite unité avant de le recycler dans celle-ci, caractérisé en ce qu'en vue de réduire notablement la consommation d'énergie, on effectue un échange de chaleur entre les hydrocarbures provenant du dééthaniseur et le fluide de reflux du système de rebouillage associé à l'unité de récupération de l'éthylène afin d'obtenir la condensation au moins partielle des hydrocarbures envoyés au séparateur.

2. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce qu'après l'échange de chaleur précité, on soumet les hydrocarbures refroidis à une opération de réfrigération complémentaire.

3. Procédé selon la revendication 1 ou 2, caractérisé en ce que l'échange de chaleur précité est effectué au niveau d'un rebouilleur complémentaire associé à une section de superfractionnement de l'éthylène.

4. Procédé selon l'une des revendications 1 à 3, caractérisé en ce que la pression et la température de fonctionnement en tête du dééthaniseur sont respectivement comprises entre environ 18 et 33 bars et entre environ -5 et -25°C, et en ce que la pression et la température de fonctionnement du séparateur sont respectivement comprises entre environ 17 et 32 bars et entre environ -7 et -23°C, tandis que la pression de fonctionnement de la section de superfractionnement est comprise entre environ

15 et 25 bars, et la température de fonctionnement du rebouilleur précité est comprise entre environ -10 et -30°C.

5 5. Installation de production d'éthylène pour la mise en œuvre du procédé selon l'une des revendications 1 à 4, et du type comprenant au moins un dééthaniseur raccordé par l'intermédiaire d'un ballon séparateur à une section de superfractionnement de l'éthylène comportant au moins un rebouilleur faisant office d'échangeur de chaleur qui comprend un circuit de fluide chauffant et un circuit
10 de fluide réfrigérant constitué par un circuit de reflux dans ladite section de superfractionnement, caractérisée en ce que la tête du dééthaniseur est reliée au ballon séparateur par une conduite qui passe par ledit rebouilleur pour en constituer ledit circuit de fluide chauffant
15 qui est lui-même refroidi avant d'être envoyé au ballon séparateur.

20 6. Installation selon la revendication 5, caractérisée en ce que le rebouilleur précité est un rebouilleur complémentaire associé à une colonne de superfractionnement de l'éthylène.

7. Installation selon la revendication 5 ou 6, caractérisée en ce que la conduite précitée passe par un échangeur supplémentaire prévu entre le rebouilleur complémentaire et le ballon séparateur précités.

25 8. Installation selon l'une des revendications 5 à 7, caractérisée en ce que la pression et la température de fonctionnement à la tête du dééthaniseur sont respectivement comprises entre environ 18 et 33 bars et entre environ -5 et -25°C, et en ce que la pression
30 et la température de fonctionnement du ballon séparateur sont respectivement comprises entre environ 17 et 32 bars et entre environ -7 et -23°C, tandis que la pression de fonctionnement à la tête de la colonne de superfractionnement est comprise entre environ 15 et 25 bars
35 et la température de fonctionnement du rebouilleur précité est comprise entre environ -10 et -30°C.

9. Installation selon l'une des revendications 5 à 8, caractérisée en ce que les pressions en tête du dééthaniseur et de la tour de superfractionnement sont

respectivement et de préférence égales à 26,5 et 18 bars, tandis que les températures au niveau du ballon séparateur et du rebouilleur précités sont respectivement et de préférence égales à -14°C et -19°C .

