

12

DEMANDE DE BREVET EUROPEEN

21 Numéro de dépôt: 83400023.4

61 Int. Cl.³: **C 07 C 1/02**
B 01 J 29/18

22 Date de dépôt: 05.01.83

30 Priorité: 14.01.82 FR 8200498
25.06.82 FR 8211134

43 Date de publication de la demande:
27.07.83 Bulletin 83/30

84 Etats contractants désignés:
AT BE CH DE FR GB IT LI LU NL SE

71 Demandeur: **SOCIETE CHIMIQUE DE LA GRANDE**
PAROISSE AZOTE ET PRODUITS CHIMIQUES
8, rue Cognacq-Jay
F-75007 Paris(FR)

72 Inventeur: **Denise, Bernard**
32, avenue du Mont Blanc
F-69140 Rillieux(FR)

72 Inventeur: **Hamon, Christian**
47, chemin des Dames
F-44600 Saint Nazaire(FR)

72 Inventeur: **Senes, Michel**
La Clotière 11, avenue des Flandres
F-44500 La Baule(FR)

72 Inventeur: **Sneeden, Raymond**
13, avenue des Armières
F-38290 Villefontaine(FR)

74 Mandataire: **Bouton Neuvy, Liliane et al,**
L'Air liquide, Société Anonyme pour L'Etude et
L'Exploitation des Procédés Georges Claude 75, Quai
d'Orsay
F-75321 Paris Cedex 07(FR)

54 **Catalyseurs de conversion du gaz de synthèse.**

57 La présente invention concerne la conversion du gaz de synthèse sur des catalyseurs à base de zéolithe.

Selon le procédé on conduit la conversion des mélanges: monoxyde de carbone - hydrogène ou dioxyde de carbone - hydrogène en présence d'un catalyseur constitué par l'association d'au moins deux éléments métalliques de transition avec une mordénite active choisie parmi les mordénites acides désaluminées, les éléments métalliques pouvant être le cuivre, le zinc et le chrome. L'association éléments métalliques de transition - mordénite active, peut être mise en oeuvre en lits catalytiques séparés, le premier lit étant de nature métallique et le second de nature zéolithique.

Le procédé est applicable à la fabrication des produits organiques tels hydrocarbures, saturés et insaturés, en particulier les oléfines légères.

La présente invention réalisée avec la coopération du CNRS (Institut de Recherche sur la Catalyse) concerne la conversion catalytique du gaz de synthèse en vue de la production de composés organiques notamment d'hydrocarbures saturés et insaturés, en particulier les oléfines légères.

Les mélanges monoxyde de carbone - hydrogène (CO/H_2) et dioxyde de carbone - hydrogène ($\text{CO}_2\text{-H}_2$) sont accessibles à partir de sources carbonées d'origine non pétrolière, tel le gaz naturel par reformage à la vapeur d'eau, et surtout le charbon par gazéification. La production d'hydrocarbures à partir de gaz de synthèse, ayant comme source le charbon est appelée à connaître un développement important.

Cette transformation a déjà fait l'objet de nombreux travaux, mais ne donnant pas pleinement satisfaction dans le domaine de la sélectivité des produits formés.

Il a été recherché un type de catalyseur permettant la mise en oeuvre de réactions sélectives avec limitation de la croissance des chaînes de produits formés, et l'utilisation du dioxyde de carbone à la place du monoxyde de carbone.

L'emploi du dioxyde de carbone comme source de carbone, présente un intérêt fondamental, car le CO_2 est disponible en abondance, par exemple dans les unités de production d'hydrogène, où il est généralement rejeté en totalité dans l'atmosphère. La production d'hydrocarbures à partir de CO_2 a pour conséquence une économie des autres réserves carbonées tout en limitant ses rejets dans l'atmosphère, source de pollution.

Les catalyseurs à base de cuivre et de zinc sont connus actuellement comme étant les systèmes les plus performants dans la synthèse du méthanol. Et des travaux récents ont montré que certains catalyseurs zéolithiques du type mordénite sont actifs dans la transformation du méthanol.

Par le brevet français 2.320.923 on a proposé des catalyseurs contenant du fer et du cuivre sur un support type zéolithe type ammonium Y, pour la synthèse d'hydrocarbures liquides de la gamme de l'essence et du carburant diesel selon la réaction de Fischer-Tropsch.

De même, les brevets US 4.180.516 et européen 18.683 sont relatifs à l'obtention d'hydrocarbures aromatiques à partir de monoxyde de carbone et d'hydrogène en présence d'un catalyseur hétérogène, le premier composant étant un catalyseur de chrome-zinc, le second étant une zéolithe du type ZSM ou un silicate cristallin de compo-

tion bien spécifique ; ces catalyseurs étant en mélange ou séparés.

D'autre part, selon le brevet français 2.019.913 la mordénite soumise à des cycles multiples de traitement à la vapeur et de reflux dans un acide minéral alternés est engagée dans un processus
5 de conversion des hydrocarbures.

Il a été constaté que l'association de systèmes d'éléments métalliques de transition, tels le cuivre, le zinc et le chrome, avec des mordénites actives permet d'augmenter l'activité du catalyseur métallique et dans certaines conditions, de modifier sa sélec-
10 tivité. L'ampleur de cet effet de synergie dans la conversion des mélanges monoxyde de carbone/hydrogène et dioxyde de carbone/hydrogène, ainsi que la nature des produits formés, alcools, éthers ou hydrocarbures sont fonction du type de mordénite.

Les mordénites utilisées sont obtenues à partir de la forme sodique de la mordénite à petits pores de 4 à 5 Å, dont la formule du motif élémentaire est $\text{Na}_7 \text{Al}_7 \text{Si}_{40} \text{O}_{94} \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, le rapport Si/Al atomique étant voisin de 6. Elles peuvent être fabriquées par le procédé décrit dans le brevet français 1.411.753.

Les différentes formes de mordénite mises en oeuvre selon l'invention sont les formes acides désaluminées, obtenues par deux
20 voies de désaluminisation.

La désaluminisation chimique consistant en des traitements successifs en milieu acide concentré, conduit à l'obtention de mordénite désaluminée dite de type I.

La désaluminisation hydrothermique consistant en une série de
25 traitements acides et hydrothermiques alternés commençant par un traitement acide et se terminant par un traitement acide, conduit à partir de la mordénite forme sodique NaZ à la mordénite doublement désaluminée dite de type II, et à partir de la forme ammonium NH_4Z à la
30 mordénite doublement désaluminée dite de type III.

La mordénite cristallise dans le système orthorhombique (groupe Cmcm) et les caractéristiques de quelques différents types de mordénite engagés dans la conversion catalytique des gaz de syn-
thèse, mélanges $\text{CO}-\text{H}_2$ et CO_2-H_2 , sont données ci-après, selon les ty-
35 pes : les compositions en pourcentages pondéraux, les rapports atomiques Si/Al et ΔP la perte au feu à 1000°C.

| TYPE | SiO ₂ | Al ₂ O ₃ | Na ₂ O | ΔP _{1000°C} | Si/Al Atomique |
|------|------------------|--------------------------------|-------------------|----------------------|----------------|
| I | 88,1 | 3,3 | <0,1 | 8,6 | 22,6 |
| II | 92,8 | 1,2 | <0,1 | 6 | 65,6 |
| III | 97,1 | 1 | <0,1 | 1,9 | 82,4 |
| | 98 | 0,7 | <0,1 | 1,3 | 120 |

5 L'association mordénite active - éléments métalliques de transition est réalisée aisément par des méthodes faisant appel soit au mélange physique intime de la mordénite active et de la masse de contact métallique, soit à l'introduction dans la mordénite des éléments métalliques de transition par échange ou imprégnation. Cette association peut être envisagée en lits catalytiques séparés.

15 Il a été constaté que les catalyseurs mixtes obtenus par mélange physique intime d'une masse de contact de cuivre et de zinc avec une mordénite active présentent dans la conversion des mélanges monoxyde de carbone - hydrogène ou dioxyde de carbone - hydrogène, une activité supérieure à celle obtenue avec le cuivre-zinc seul.

20 Dans le cas du mélange oxyde de carbone - hydrogène, la conversion en produits carbonés organiques sous pression atmosphérique, à température comprise entre 200 et 350°C, et à une vitesse volumétrique comprise entre 2000 et 8000 h⁻¹, est environ multipliée par 3 avec la mordénite désaluminée de type II.

25 L'effet de synergie avec la mordénite désaluminée de type I est fonction du rapport Si/Al. Ainsi, l'activité est multipliée par 10 avec un rapport Si/Al de 66 et par 20 avec un rapport Si/Al de 23.

30 La répartition des produits formés par conversion catalytique est également fonction du type de mordénite. Ainsi, par rapport au cuivre- zinc seul, on note avec la mordénite désaluminée de type II une augmentation de la formation du diméthyl éther aux dépens du méthanol, et la présence d'hydrocarbures saturés. Par contre, avec les mordénites désaluminées de type I, on obtient uniquement, à partir de mélanges CO/H₂, des hydrocarbures légers, contenant de 2 à 4 atomes de carbone dans la molécule, dont le produit majoritaire est l'éthane.

35 L'association des éléments chrome et zinc aux mordénites actives désaluminées, par mélange physique de la mordénite active avec une masse de contact du type chromite de zinc ou par dépôt de ces éléments par imprégnation, présente un intérêt industriel.

Il a été constaté que les catalyseurs mixtes obtenus par mélange physique d'un chromite de zinc avec une mordénite montrent dans la conversion des mélanges CO/H₂ une activité supérieure à celle obtenue avec le chromite de zinc seul. L'effet de synergie est voisin

5 de 2 avec une mordénite désaluminée de type I de rapport Si/Al=27. Les produits formés sont des hydrocarbures appartenant pour l'essentiel à la gamme C₁-C₆ ainsi que du méthanol et du diméthyl éther. La répartition des hydrocarbures est fonction du type de mordénite et particulièrement du rapport Si/Al. On observe un maximum en C₂ avec
10 les mordénites faiblement désaluminées (Si/Al = 10), celui-ci évolue vers les C₄ lorsque le degré de désaluminatation augmente. Ainsi avec la mordénite de type III de rapport Si/Al = 120, les hydrocarbures en C₄ (principalement l'isobutane) représentent environ 45 % de CO transformé en hydrocarbures.

15 Contrairement aux catalyseurs cuivre-zinc-mordénite avec lesquels on forme uniquement des hydrocarbures saturés, on obtient dans ce cas une proportion importante d'oléfines. La teneur en saturés augmente avec la croissance de chaîne. Au delà de la coupe C₄ on observe uniquement des hydrocarbures branchés ramifiés; et l'isopentane étant le seul produit identifié dans la coupe C₅.

20 Les catalyseurs préparés par imprégnation sont obtenus par dépôt des métaux à partir de solutions des nitrates correspondants. Il a été constaté que ces catalyseurs présentent une activité par atome métallique comparable à celle des catalyseurs mixtes ; les
25 produits formés ainsi que leur répartition étant également similaires.

Ces catalyseurs (mixtes et imprégnés) ont été testés en réacteur statique sous pression (30 à 100 bars) à une température de 250 à 350°C ainsi qu'en régime dynamique dans un réacteur métallique à lit fixe traversé ; sous pression jusqu'à 20 bars à une température
30 comprise entre 200 et 400°C et une vitesse volumétrique comprise entre 1000 et 4000 h⁻¹. On observe des différences sensibles dans la sélectivité entre le réacteur autoclave et le régime dynamique. Ce phénomène est attribuable aux temps de contact très différents. Ainsi, avec les catalyseurs préparés par imprégnation des mordénites de type
35 III le maximum en C₂ en régime dynamique passe en C₄ en régime statique ; la production de C₃ restant très faible dans les 2 cas. On retrouve d'ailleurs ce minimum en C₃ avec les catalyseurs mixtes mettant en oeuvre une mordénite de type III.

Dans la conversion des mélanges dioxyde de carbone-hydrogène-

ne, la manifestation d'un effet de synergie a également été observé avec des catalyseurs mixtes tout en étant moins important qu'avec les mélanges monoxyde de carbone-hydrogène. La présence de mordénite se traduit par une augmentation de l'activité en fonction de la température au delà de 200°C, alors qu'avec le système Cu/Zn seul, celle-ci décroît régulièrement avec la température à partir de 175°C. Dans cette conversion les catalyseurs ont été mis en oeuvre en réacteur dynamique à lit fixe traversé à pression atmosphérique par le mélange gazeux à convertir.

10 Les catalyseurs préparés par imprégnation sont obtenus par dépôt des métaux à partir de solutions aqueuses des nitrates correspondants.

Selon cette variante on peut ajouter l'élément chrome au système cuivre-zinc.

15 Il a été constaté que les catalyseurs imprégnés présentent également dans la conversion des mélanges oxyde de carbone-hydrogène une activité, par atome de cuivre, comparable à celle des catalyseurs mixtes. L'activité des catalyseurs imprégnés a été testée en régime dynamique à température comprise entre 200 et 400°C, à une vitesse volumétrique comprise entre 2.000 et 8.000 h⁻¹, et à la pression atmosphérique dans les mêmes conditions que les catalyseurs mixtes.

25 Selon une variante de l'invention, la mise en oeuvre de l'association éléments de transition cuivre-zinc et mordénite active en lits catalytiques séparés conduit à un résultat différent. Cette variante permet de constater que la nature des produits fabriqués avec un catalyseur cuivre-zinc est modifiée par l'adjonction d'un lit de mordénite, avec un sens de passage du mélange gazeux à travers le lit catalytique cuivre-zinc puis mordénite. On obtient dans ce cas 30 précis, essentiellement des oléfines légères C₂-C₃ et du diméthyl éther ; le propène étant le produit majoritaire. La constatation de la conversion d'une quantité identique de monoxyde de carbone en produits organiques par rapport au cuivre-zinc seul, montre que l'exaltation de l'activité des catalyseurs mixtes est due à un effet de synergie.

35 Cette variante de mise en oeuvre de l'association catalyseur cuivre-zinc et mordénite active ouvre une voie à la conversion directe du gaz de synthèse en oléfines légères.

L'application de catalyseur constitué par l'association d'au moins deux éléments métalliques de transition, tels cuivre-zinc et

mordénite active en lits catalytiques séparés à des températures différentes, la température du second lit étant supérieure à celle du premier, le premier lit étant de nature métallique et le second de nature zéolithique, conduit à la conversion directe de mélanges

5 dioxyde de carbone-hydrogène en oléfines légères contenant 2 à 4 atomes de carbone avec des taux de transformation supérieurs à ceux obtenus avec les mélanges monoxyde de carbone-hydrogène. La différence de température entre les deux lits catalytiques est au moins de l'ordre de 50°C.

10 Les catalyseurs peuvent être mis en oeuvre dans des enceintes réactionnelles séparées.

Le mélange à convertir dioxyde de carbone-hydrogène passe successivement à travers les lits catalytiques, le lit métallique étant maintenu à une température de l'ordre de 200-250°C et le lit

15 zéolithique étant maintenu à des températures de l'ordre de 250 à 450°C.

Les mordénites actives synthétiques sont des mordénites désaluminées dites des types I, II et III.

Les masses catalytiques cuivre-zinc sont des catalyseurs

20 industriels dans lesquels le cuivre et le zinc sont introduits par co-précipitation de préférence en mélangeant le sel soluble dans l'eau des métaux catalytiques et autres métaux, tels l'aluminium, soit en mélange ou addition simultanée avec un carbonate alcalin, par exemple selon la technique décrite dans le brevet français 1.489.682 ou celle de R.G. Herman et al dans J. Cat. 56, 407, 1979. Les

25 catalyseurs cuivre-zinc-aluminium peuvent être activés par formation in-situ de dioxyde de carbone au cours de la préparation du catalyseur au moment où se constituent les hydroxydes et oxydes métalliques. Les masses de contact cuivre-zinc de composition exprimée en oxyde,

30 comprise entre 40-70 % CuO, 20-40 % ZnO et 5 à 20 % Al₂O₃, conviennent particulièrement bien à la mise en oeuvre de la conversion des mélanges dioxyde de carbone-hydrogène en oléfines légères. Ces masses sont "activées" "in-situ" dans l'enceinte réactionnelle par réduction sous hydrogène. Avant et après réaction la masse catalytique de contact

35 cuivre-zinc est étudiée dans les mêmes conditions que la conversion : rapport H₂/CO₂ identique et vitesse de passage du mélange gazeux à travers la masse catalytique, afin de déterminer sa capacité de transformation en méthanol et vérifier ainsi qu'elle n'a pas été sensiblement modifiée au cours du temps.

Le spectre des produits formés dans la conversion des mélanges $\text{CO}_2\text{-H}_2$ en lits catalytiques séparés à des températures différentes, sous pression atmosphérique, en régime dynamique, à des vitesses volumétriques comprises entre 2.500 et 5.000 h^{-1} , ne semble pas dépendre directement de la nature de la masse catalytique de contact cuivre-zinc, mais être en relation avec celle de la mordénite active ; certaines pouvant conduire sélectivement à la formation de propène.

Il est donné ci-après des exemples qui illustrent à titre non limitatif, la préparation des catalyseurs de l'invention, ainsi que leurs applications dans la conversion des mélanges CO/H_2 et CO_2/H_2 . Les résultats chiffrés relatifs à chacun des produits formés correspondent à leur concentration dans le mélange sortant du réacteur. Les quantités de CO_2 formées dans la transformation CO/H_2 ne figurent pas, car elles varient d'une manière importante non seulement d'un type de catalyseur à l'autre, mais aussi en cours de réaction avec une tendance à la diminution. Ainsi avec le catalyseur Cu/Zn - mordénite type I à 250°C la teneur en CO_2 dans le mélange sortant du réacteur est de 830 ppm en début de réaction ; elle n'est plus que de 390 ppm après 23 heures dans les mêmes conditions. La formation du dioxyde de carbone s'explique au moins en partie par la réaction de conversion du CO par l'eau formée au cours de la synthèse des hydrocarbures mais également présente dans la mordénite. Le départ progressif de celle-ci pourrait expliquer la diminution de la teneur en CO_2 au cours du temps.

Exemple 1.

- Transformation d'un mélange CO-H_2 , en présence d'un catalyseur mixte cuivre-zinc + mordénite en lit unique.

Suivant les méthodes classiques : précipitation ou mélange de sels suivi de décomposition, on prépare la masse de contact cuivre-zinc de composition suivante en poids : CuO 63 %; ZnO 27 %; Al_2O_3 10 %

La masse de contact cuivre-zinc sous forme de poudre de granulométrie comprise entre 50 et $500\ \mu$ est intimement mélangée physiquement à une mordénite en poudre, dont la taille des particules est voisine de $40\ \mu$. La teneur en mordénite dans le catalyseur est comprise entre 20 et 80 % et de préférence 50 %.

Les différentes mordénites mises en oeuvre sont les mordénites type I obtenues par désalumination par voie chimique de rapports Si/Al de 23 et 66 ; et la mordénite type II dite doublement désaluminée.

Le mélange final (mordénite + cuivre-zinc) est ensuite mis en forme selon les techniques habituelles, compression et extrusion. Puis le catalyseur est introduit dans un réacteur à lit fixe où il est réduit in situ, à la pression atmosphérique, par un courant d'hydrogène, à une vitesse volumétrique horaire de 6.000 h^{-1} . On monte la température à 300°C avec un gradient de 3°C par minute et maintient le palier de température dans ces conditions pendant 6 heures.

Après ce traitement d'activation on remplace l'hydrogène par un mélange monoxyde de carbone-hydrogène, dans lequel le rapport en volume H_2/CO est de 3. La vitesse volumétrique horaire du mélange CO-H_2 est de 3.250 h^{-1} . Au cours des essais on fait varier la température de 225 à 350°C , et la conversion est conduite à la pression atmosphérique.

Les produits formés sont analysés par chromatographie en phase gazeuse. Les gaz permanents CO et CO_2 sont identifiés et quantifiés par détection par conductibilité thermique et l'ensemble des produits organiques (hydrocarbures, alcools et éther) par détection FID (détection par ionisation de flamme).

Dans ces conditions de conversion on a soumis à des tests d'activité catalytique, pour la conversion de mélange CO/H_2 , le catalyseur cuivre-zinc seul, puis associé à différents types de mordénite désaluminée type I, II et III.

Les résultats obtenus figurent dans le tableau I, dans lequel les produits formés figurent par leur formule chimique ou abréviations $n\text{C}_4$ désignant le butane -1, et $i\text{C}_4$ l'isobutane, C_5 les hydrocarbures en C_5 . Les chiffres indiqués représentent les concentrations dans le mélange sortant en ppm. ΣC_3 désigne la somme de $\text{C}_3\text{H}_6 + \text{C}_3\text{H}_8$ et ΣC la somme des produits formés en équivalent de CO transformé = $(\text{C}_1) + (\text{C}_2) \times 2 + \dots + (\text{C}_n) \times n$. Les abréviations suivantes désignent respectivement : MC la masse de contact, $t^\circ\text{C}$ la température de conversion en degrés centigrades, tr (h) le temps de réaction en heures, M type I mordénite désaluminée type I, M type II mordénite désaluminée type II.

L'examen du tableau I permet de faire les constatations suivantes : A 250°C le catalyseur cuivre-zinc seul produit essentiellement du méthanol et un peu de diméthyl éther. L'augmentation de la température jusqu'à 300°C provoque une augmentation du diméthyl éther aux dépens du méthanol, ainsi qu'un accroissement du méthane. A 250°C la teneur en carbone dans le mélange sortie sous forme de produits organiques correspond à la transformation de 78 ppm de CO ; cette trans-

formation évolue peu avec l'augmentation de température jusqu'à 300°C

TABLEAU I

| MC | t°C | tr(h) | CH ₃ OH | (CH ₃) ₂ O | CH ₄ | C ₂ H ₄ | C ₂ H ₆ | C ₃ H ₆ | C ₃ H ₈ | nC ₄ | iC ₄ | C ₅ ⁺ | Σ C |
|--|-----|-------|--------------------|-----------------------------------|-----------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------------------|------|
| 5 Cu/Zn | 250 | 47 | 63 | 6 | 3 | | | | | | | | 78 |
| | 275 | 48 | 46 | 12 | 8 | | 1 | | | | | | 78 |
| | 300 | 49 | 35 | 15 | 19 | | 2 | | | | | | 86 |
| 10 Cu/Zn + M type I Si/Al = 23 | 250 | 3 | | | 2 | 12 | 278 | 43 | (ΣC ₃) | 3 | 33 | 6 | 885 |
| | 275 | 4 | | | 3 | 17 | 355 | 69 | (") | 7 | 48 | 7 | 1209 |
| | 300 | 5 h | | | 4 | 23 | 380 | 50 | 50 | 12 | 65 | 15 | 1493 |
| | 325 | 5h40 | | | 7 | 30 | 413 | 30 | 99 | 14 | 58 | 16 | 1648 |
| | 350 | 6h30 | | | 18 | 35 | 448 | 46 | 84 | 12 | 37 | 13 | 1635 |
| 15 Cu/Zn + M type I Si/Al = 66 | 225 | 1 | | | 2 | | 21 | 6 | 20 | 3 | 9 | 2 | 181 |
| | 250 | 2 | | | 4 | 2 | 59 | 10 | 47 | 5 | 14 | 2 | 383 |
| | 275 | 2h30 | | | 7 | 5 | 117 | 14 | 69 | 11 | 16 | 3 | 623 |
| | 300 | 3 | | | 8 | 8 | 176 | 16 | 72 | 11 | 12 | 3 | 747 |
| | 325 | 4 | | | 11 | 10 | 206 | 12 | 49 | 6 | 7 | 3 | 693 |
| 20 Cu/Zn + M type II | 250 | 3 | 9 | 38 | 1 | | | | 3 | 3 | 3 | | 119 |
| | 275 | 6 | 21 | 53 | 3 | | 4 | | 9 | 4 | 5 | 2 | 211 |
| | 300 | 7 | 18 | 52 | 8 | | 13 | | 15 | 8 | 6 | 3 | 272 |
| | 325 | 27 | 11 | 35 | 22 | 1 | 31 | | 11 | 5 | 4 | 1 | 241 |

La mise en oeuvre de la mordénite de type I produit l'effet de synergie maximum. L'activité est environ multipliée par 5 à 250°C et 10 à 300°C. Il se forme uniquement des hydrocarbures légers C₂-C₄, essentiellement des saturés. On note la présence en faibles quantités de propène et d'éthylène. Le remplacement de la mordénite de type I par celle de type II atténue l'effet de synergie. On trouve dans les produits, à la fois méthanol et diméthyl éther obtenus avec le cuivre-zinc et les hydrocarbures légers obtenus avec la mordénite de type I.

30 Exemple 2.

- Transformation d'un mélange CO₂-H₂, en présence d'un catalyseur mixte cuivre-zinc + mordénite en lit unique.

On a étudié la conversion catalytique d'un mélange dioxyde de carbone-hydrogène en présence des types de catalyseurs mis en oeuvre dans l'exemple précédent, avec une phase d'activation identique (H₂, VVH 6.000 h⁻¹ 300°C).

Dans le mélange traité dioxyde de carbone-hydrogène le rapport H₂/CO₂ est de 4, et la vitesse volumétrique horaire du mélange CO₂/H₂ dans les conditions normales de température et pression de

3.300 h⁻¹. Au cours des essais, on a fait varier la température de 175 à 250°C. Les effluents gazeux sont analysés par chromatographie en phase gazeuse selon les modalités définies dans l'exemple 1.

Les résultats obtenus sont consignés dans le tableau II.

TABLEAU II

| MC | t°C | temps de réaction(h) | CH ₃ OH | (CH ₃) ₂ O | CH ₄ | Σ C | CO |
|---|-----|----------------------|--------------------|-----------------------------------|-----------------|-----|-------|
| Cu/Zn | 175 | 1 | 520 | | 2 | 522 | 1010 |
| | 200 | 3 | 460 | | 1 | 461 | 5000 |
| | 225 | 5 | 113 | | 1 | 114 | 15000 |
| | 250 | 6 | 30 | | 1 | 31 | 27000 |
| Cu/Zn + M type I Si/Al = 66 | 175 | 2 | 125 | 101 | 2 | 329 | 430 |
| | 200 | 3 | 237 | 229 | 1 | 696 | 2300 |
| | 225 | 4 | 204 | 80 | 1 | 365 | 8000 |
| | 250 | 5 | 70 | 4 | 1 | 79 | 19000 |
| Cu/Zn + M type II | 175 | 2 | 526 | 23 | 2 | 574 | 550 |
| | 200 | 3 | 636 | 59 | 2 | 756 | 3100 |
| | 225 | 5 | 218 | 18 | 3 | 257 | 10000 |
| | 250 | 6 | 78 | | 3 | 81 | 21000 |

Les chiffres indiqués représentent la concentration en ppm des produits formés dans le mélange sortant, les produits formés sont désignés par leur formule et Σ C indique la somme des produits organiques formés, MC la masse de contact, M type I la mordénite désaluminée type I, M type II la mordénite désaluminée type II.

De la lecture de ce tableau, on remarque que la conversion en méthanol du mélange dioxyde de carbone-hydrogène est plus importante, à basse température, sur le catalyseur cuivre-zinc seul, que celle du mélange oxyde de carbone-hydrogène ; et il n'y a pas contrairement avec CO/H₂ formation de diméthyl éther.

On constate que les catalyseurs : mordénite type I ou II associée à du cuivre plus du zinc, ne provoquent pas à basse température d'effet de synergie. Et contrairement aux résultats obtenus avec le mélange oxyde de carbone-hydrogène on n'observe pas de modification dans la sélectivité, et ceci quelle que soit la mordénite utilisée. Par contre, alors que l'activité, pour la synthèse du méthanol à partir de mélange CO₂/H₂ chute très rapidement avec le catalyseur cuivre/zinc lorsque la température augmente au-dessus de 175°C, on remarque avec les catalyseurs mordénite associée au cuivre-zinc une augmentation au-delà de 200°C. Cet effet augmente dans le

sens des variantes de mordénite type I, type II. Ainsi à 200°C, avec le système cuivre-zinc + mordénite type II, l'activité est supérieure à 1,5 fois celle du cuivre-zinc.

Exemple 3.

5 - Transformation d'un mélange monoxyde de carbone-hydrogène en présence de catalyseurs chrome-zinc mordénite active désaluminée.

La réaction est mise en oeuvre en réacteur dynamique sous pression nécessitant la mise en forme préalable des catalyseurs.

10 On utilise des granules de diamètre moyen compris entre 0,6 et 1,6 mm, obtenues par pastillage de la poudre (pastilles de diamètre 3mm) suivi d'une granulation par concassage et tamisage. Dans le cas des catalyseurs préparés par imprégnation, on incorpore avant pastillage, un liant argileux à raison de 10 % en poids pour assurer une résistance mécanique convenable.

15 Le réacteur est constitué par un tube en acier de 1cm de diamètre ; le mélange CO/H₂ est préchauffé à 150°C. Le volume de catalyseur mis en oeuvre est de 10 cm³. On procède in situ à une activation préalable des catalyseurs sous H₂ à pression atmosphérique à une température de 300°C et une vitesse volumétrique de 2000h⁻¹ pendant 4 heures.

20 On a fait varier la pression (H₂ + CO) de 10 à 20 bars, la vitesse volumétrique de 1000 à 4000 h⁻¹ et la température de 200 à 400°C.

25 Les résultats indiqués ci-dessous concernent des masses de contact associant un chromite de zinc à une mordénite de type I de rapport Si/Al = 10 d'une part (tableau III) et à une mordénite de type III de rapport Si/Al = 120 MGP 410 d'autre part (tableau IV) ainsi qu'un catalyseur préparé par imprégnation à partir d'une mordénite de type II (tableau V). La teneur en chromite de zinc des catalyseurs mixtes est de 25 % en poids, celle-ci ayant été optimisée

30 par des essais préliminaires. La teneur en oxydes exprimée en Cr₂O₃ + ZnO du catalyseur imprégné est de 10 % ; le rapport atomique Cr/Zn étant de 2.

35 En ce qui concerne les résultats indiqués dans le tableau IV on note en début de réaction une variation importante de sélectivité, avec formation d'hydrocarbures > C₆ dont la teneur décroît rapidement en fonction du temps. Après une dizaine d'heures de réaction, les hydrocarbures C₁ à C₆ représentent plus de 80 % du CO transformé.

Les produits majoritaires sont l'éthylène 30 % et l'isobuta-

ne 27 %. On constate un minimum en C_3 très caractéristiques avec ces catalyseurs. Les produits au-delà de C_3 contiennent peu d'oléfines.

L'influence du type de mordénite sur la sélectivité est importante. C'est ainsi qu'avec celle de type I (Si/Al = 10) associée
5 à un chromite de zinc, on obtient des hydrocarbures légers C_1-C_5 avec un maximum en C_2 ; représentant plus de 90 % du CO transformé, le complément comprenant du méthanol, du diméthyléther et des traces d'hydrocarbures. La teneur en oléfines est importante, et atteint
10 dans les conditions de l'exemple 77 % dans la gamme C_2-C_4 , l'éthylène représentant à lui seul plus de 40 % du CO transformé.

Les catalyseurs préparés par imprégnation à partir d'une mordénite désaluminée de type III (tableau V) conduisent à des résultats voisins de ceux obtenus avec les catalyseurs mixtes (tableau IV). On retrouve dans la répartition des produits un maximum en C_2 (31,6%)
15 et C_4 (25,6) et un minimum en C_3 . On note toutefois quelques différences sensibles, en particulier l'augmentation du méthane (7 à 11 %) et la diminution de la teneur en éthylène (11,8 %) au profit de l'éthane (19,8 %).

TABLEAU III

20 Réacteur dynamique. Catalyseurs mixtes
MGP I + chromite de zinc
Si/Al = 10
75 % poids 25 % poids
Volume de catalyseur 10 cm³
25 Granules de 0,6 à 1,6 mm
Conditions de fonctionnement : pression 20 bars
débit 20 NI/h
température 280 °C

Le rapport volume CO/H₂ = 1

30 % de CO transformé en

| CH ₄ | C ₂ H ₄ | C ₂ H ₆ | C ₃ H ₆ | C ₃ H ₈ | C ₄ H ₁₀ | C ₄ H ₈ | Σ C ₅ |
|-----------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|--------------------------------|-------------------------------|------------------|
| 16,8 | 41,6 | 15,8 | 11,1 | 1,6 | 0,9 | 8,6 | 3,6 |

$$\sum_1^5 C = 2,1$$

35

TABLEAU IV

MGP III Si/Al = 120 75 % en poids
Chromite de zinc 25 % en poids
Volume de catalyseur 10 cm³ poids 6,6 g
Granules 0,6 à 1,6 mm

Conditions de fonctionnement

Pression 20 bars, débit 20 Nl/h.

Rapport en volume CO/H₂ = 1.

5 $\sum_1^n C = (C_1) + (C_2) \times 2 + (C_n)n$. $\sum C$ ne tient pas compte des faibles quantités de CH₃OH et DME présentes

% CO converti en

| t°C moyen | CH ₄ | C ₂ H ₄ | C ₂ H ₆ | C ₃ H ₆ | C ₃ H ₈ | iC ₄ H ₁₀ | nC ₄ H ₁₀ | C ₅ | C ₆ | $\sum_1^6 C$ |
|--------------|-----------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|----------------|----------------|--------------|
| 245 | 7,6 | 29,6 | 3,2 | 0,2 | 3,7 | 26,8 | 1,2 | 18,2 | 9,5 | 0,5 |
| 285 | 7,2 | 16,3 | 11,8 | 0,1 | 5 | 27,2 | 1,4 | 19,7 | 11,3 | 1,6 |

TABLEAU V

Réacteur dynamique. Catalyseur imprégné.

MGP III Si/Al = 120

(Cr₂O₃ + ZnO) = 10 % poids Cr/Zn = 2

15 Volume du catalyseur 10 cm³ poids 7,6 g
granules diamètre 0,6 à 1mm.

Conditions de fonctionnement :

pression 20 bars, débit 20 Nl/h, température 285°C

% CO transformé en

| CH ₄ | C ₂ H ₄ | C ₂ H ₆ | C ₃ H ₆ | C ₃ H ₈ | iC ₄ H ₁₀ | nC ₄ H ₁₀ | C ₄ H ₈ | C ₅ | C ₆ |
|-----------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|-------------------------------|----------------|----------------|
| 11,5 | 11,8 | 19,8 | 3,4 | 5,8 | 22,6 | 1,2 | 1,8 | 14,5 | 7,6 |

 $\sum_1^6 C = 0,38$.

Exemple 4.

25 - Transformation monoxyde de carbone-hydrogène sur catalyseurs
imprégnés cuivre-zinc-chrome.

On soumet de la mordénite type I ou II sous forme de poudre à un traitement sous vide dynamique, à une température de 500°C, pendant 2 heures. Après refroidissement à température ambiante, on imprègne la mordénite par une solution aqueuse surnageante contenant un mélange des nitrates de cuivre, zinc et chrome, préparée à partir des sels cristallisés Cu(NO₃)₂ · 3H₂O, Zn(NO₃)₆H₂O, et Cr(NO₃)₃ · 9H₂O ; les métaux cuivre, zinc, chrome étant respectivement dans les rapports atomiques 2 Cu/1 Zn/0,3 Cr. Après deux heures d'imprégnation, on évapore l'eau par un traitement sous vide dynamique à 60°C. Le catalyseur est ensuite soumis à un séchage complémentaire à l'étuve à 100°C. Les teneurs pondérales en pourcentages, exprimées en oxydes des différents catalyseurs préparés et mis en oeuvre sont CuO : 4,9, ZnO : 2,5 Cr₂O₃ : 0,7. Et dans la mordénite de type I, le rapport Si/Al est de

23.

Ces catalyseurs sont testés en réacteur dynamique à pression atmosphérique dans des conditions de fonctionnement identiques à celles de l'exemple 1. Le mélange CO-H₂ soumis à la conversion est dans le rapport H₂/CO = 3, la vitesse volumétrique horaire est de 3.250 h⁻¹. Les résultats de ces transformations sur les deux types de catalyseurs métalliquement imprégnés sont donnés dans le tableau VI. Les essais sont conduits à des températures de 250 à 400°C, les concentrations des produits formés sont indiquées en ppm dans le mélange sortant, ΣC désignant la concentration totale des produits organiques formés.

TABLEAU VI

| Type de mordénite | t°C | CH ₃ OH | (CH ₃) ₂ O | CH ₄ | C ₂ H ₄ | C ₂ H ₆ | C ₃ | ΣC |
|--------------------|-----|--------------------|-----------------------------------|-----------------|-------------------------------|-------------------------------|----------------|------------|
| II | 250 | | | 2 | | | | 2 |
| | 350 | | | 3 | | 1 | | 5 |
| | 400 | | | 9 | 3 | 7 | 1 | 32 |
| I Si/Al ~ 23 | 250 | | | 4 | | 3 | | 10 |
| | 350 | | | 6 | 3 | 23 | | 58 |
| | 375 | | | 14 | 5 | 41 | | 106 |
| | 400 | | | 25 | 3 | 38 | | 107 |

Exemple 5

- Transformation d'un mélange monoxyde de carbone-hydrogène en présence de deux lits séparés de catalyseur.

On effectue les essais dans un réacteur de laboratoire, sous courant dynamique, équipé de manière à accepter deux lits séparés de catalyseur. On charge le premier lit par le catalyseur cuivre-zinc seul, en effectuant la réduction de ce catalyseur dans les conditions décrites dans l'exemple 1. Ensuite, on fait passer le mélange CO/H₂ dans lequel le rapport H₂/CO est de 3, à pression atmosphérique à une vitesse volumétrique horaire de 6.600 h⁻¹, exprimée dans les conditions normales de température et pression, la température est de 250°C. Les résultats obtenus figurent dans le tableau VII.

On refait l'expérience dans les mêmes conditions que précédemment en plaçant dans le deuxième lit du réacteur de la mordénite désaluminée de type I, dans laquelle le rapport Si/Al est de 66 ; les volumes des deux catalyseurs étant identiques. L'essai est conduit avec un mélange CO/H₂ de rapport H₂/CO de 3, à 250°C, sous pression atmosphérique, soit un VVH de 3.300 h⁻¹. Les résultats sont consignés

5 dans le tableau VII dans lequel figurent les concentrations des mélanges en sortie exprimées en ppm de produits formés, ΣC désignant la somme des produits organiques obtenus.

TABLEAU VII

| Catalyseur | CH ₃ OH | (CH ₃) ₂ O | CH ₄ | C ₂ H ₄ | C ₂ H ₆ | C ₃ H ₆ | C ₃ H ₈ | C ₄ ⁺ | ΣC |
|--|--------------------|-----------------------------------|-----------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-----------------------------|------------|
| 5 Cu/Zn 1 lit | 78 | 3 | 5 | | | | | | 89 |
| 10 Cu/Zn M type I Si/Al 66 2 lits | | 14 | 2 | 3 | | 15 | 1 | 2 | 92 |

Exemple 6.

- Transformation d'un mélange dioxyde de carbone-hydrogène en présence de deux lits séparés de catalyseurs différents à même température.

15 On effectue les essais dans un réacteur type cellule unique à lits séparés. On charge le premier lit par 200 mg de catalyseur cuivre-zinc activé par formation in-situ de dioxyde de carbone au cours de la préparation, de composition 60 CuO- 30 ZnO- 10 Al₂O₃ dit 71 A. On place dans le deuxième lit du réacteur 200 mg de mordénite synthétique désaluminée de type I provenant de désaluminisation chimique de mordénite par traitements successifs en milieu acide concentré de rapport Si/Al 70.

25 La masse catalytique cuivre-zinc est "activée" "in-situ" par réduction sous hydrogène (6.250 h⁻¹) à 300°C pendant 6 heures, après une montée en température à 3°C par minute.

Les essais sont conduits avec un mélange CO₂/H₂ de rapport H₂/CO₂ de 4, à pression atmosphérique à une vitesse de 3.300 h⁻¹. On réalise 3 essais respectivement à 200, 225 et 250°C.

30 Les résultats sont consignés dans le tableau VIII dans lequel figurent les concentrations des mélanges en sortie exprimées en ppm de produits formés, ΣC désignant la somme des produits organiques obtenus.

TABLEAU VIII

| Catalyseur | θ °C | produits | | | ΣC |
|----------------------|------|-----------------|------|-------------------|------------|
| | | CH ₄ | MeOH | Me ₂ O | |
| Cu/Zn | 200 | 1 | 154 | 150 | 455 |
| | 225 | 1 | 324 | 115 | 555 |
| M type I Si/Al 70 | 250 | 1 | 220 | 19 | 259 |

De la lecture de ce tableau, on constate uniquement la formation de méthanol et de diméthyléther.

Exemple 7.

5 - Transformation de deux types de mélanges monoxyde de carbone-hydrogène et dioxyde de carbone-hydrogène en présence de deux lits séparés de catalyseurs de nature différente à des températures différentes.

Les essais sont conduits dans deux cellules dans lesquelles passent successivement les mélanges gazeux qui sont maintenus à des températures différentes.

On charge la première cellule avec 200 mg de catalyseur cuivre-zinc activé au cours de la préparation par du CO_2 de même composition 60 CuO - 30 ZnO - 10 Al_2O_3 que précédemment. On place dans la seconde cellule réactionnelle 200 mg de mordénite synthétique dont le rapport atomique Si/Al est de 15, dite mordénite désaluminée de type I provenant de la désaluminisation chimique de mordénite synthétique par traitements successifs en milieu acide concentré.

La masse catalytique cuivre-zinc est "activée" en place dans la cellule réactionnelle en effectuant la réduction de ces catalyseurs dans les conditions décrites dans l'exemple 6.

Ensuite, on fait passer le mélange CO/H_2 dans lequel le rapport H_2/CO est de 3, à pression atmosphérique à une vitesse de 3.300 h^{-1} . Dans la première cellule la réaction a lieu à une température de 250°C , dans la seconde on réalise quatre essais à des températures croissantes de 250 à 400°C . Les résultats obtenus figurent dans le tableau II.

On refait l'expérience dans les mêmes conditions que précédemment en transformant un mélange CO_2/H_2 dans lequel le rapport H_2/CO_2 est de 4, à pression atmosphérique, en faisant passer le dit mélange successivement à travers les deux cellules à une vitesse volumétrique de 3.300 h^{-1} .

Dans la première cellule, la température est de 200°C , dans la seconde cellule on réalise une série de quatre essais à des températures croissantes respectivement de 250, 300, 350 et 400°C .

35 Les résultats comparés sont consignés dans le tableau IX dans lequel figurent les concentrations des mélanges en sortie exprimées en ppm de produits formés, ΣC désignant la somme des produits organiques obtenus. Les catalyseurs sont désignés par Cu/Zn et MGP 202 pour la mordénite.

TABLEAU IX

| Gaz | Cu/Zn °C | MGP 202 °C | Produits (ppm) | | | | | | | | | | Σ C |
|-----|---------------------------------|------------------|----------------|-------------------|-----------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------------------|------|
| | | | MeOH | Me ₂ O | CH ₄ | C ₂ H ₄ | C ₂ H ₆ | C ₃ H ₆ | C ₃ H ₈ | nC ₄ | iC ₄ | C ₅ ⁺ | |
| 5 | CO/H ₂ | 250 | | | 2 | 5,5 | + | 4,5 | + | | 1,8 | | 34 |
| | | | | | 2 | 6 | + | 4 | + | | 1,5 | | 32 |
| | | | | | 4 | 8 | + | 3 | + | + | 0,5 | | 31 |
| | | | | | 4 | 13 | + | 3,5 | + | + | + | | 43,5 |
| 10 | CO ₂ /H ₂ | 200 | 37 | 29 | 3 | 4 | + | 9 | 11 | 2 | 25 | 3 | 289 |
| | | | | | 3 | 35 | 2 | 12 | 17 | 4 | 18 | 2,5 | 261 |
| | | | | | 6 | 51,5 | 3 | 18 | 22 | 3 | 8 | 0,5 | 289 |
| | | | | | 16 | 73,5 | 5 | 16 | 22 | 3 | 4,5 | 0,5 | 322 |

De la lecture du tableau IX, on note que les conversions obtenues avec le mélange CO₂-H₂ sont supérieures à celles obtenues avec CO-H₂.

Exemple 8.

- Transformation d'un mélange dioxyde de carbone-hydrogène en présence de deux lits séparés de catalyseur de nature différente à des températures différentes, en vue de l'étude de l'influence de la nature du catalyseur cuivre-zinc et de celle de la zéolithe sur la distribution des produits formés.

Les essais sont conduits dans deux cellules distinctes. Dans le mélange soumis à la transformation CO₂-H₂ et CO₂ sont dans un rapport 4. Le gaz passe à travers les cellules contenant les catalyseurs à une vitesse volumétrique de 3.300 h⁻¹, à la pression atmosphérique.

On réalise trois séries d'essais, au cours desquels la température réactionnelle dans la première cellule est de 200°C, et dans la seconde cellule on élève la température à chaque essai, le premier essai est réalisé à 250°C et le cinquième à 450°C.

Dans la première série d'essais la cellule 1 est chargée par 200 mg d'une masse catalytique cuivre-zinc 60 CuO - 30 ZnO - 10 Al₂O₃ du type 71 A. Dans les deux autres séries d'essais la cellule est chargée par un catalyseur du type dit S1, de composition semblable, mais de nature différente, préparé selon le brevet français 1.489.682 par co-précipitation, en mélangeant le sel soluble dans l'eau des métaux catalytiques le pH au cours de la co-précipitation étant maintenu à moins de 0,5 unité de la neutralité.

Dans les deux premières séries d'essais la cellule 2 est

chargée par 200 mg de mordénite désaluminée type I provenant de la désalumination chimique de mordénite synthétique par traitements successifs en milieu acide concentré, dont le rapport atomique Si/Al est de 15, MGP 202. Dans la troisième série d'essais la cellule est chargée par 200 mg de mordénite synthétique désaluminée type II obtenue par désalumination hydrothermique consistant en une série de traitements acides et hydrothermiques alternés à partir de la mordénite forme ammonium et de rapport atomique Si/Al 120, dite MGP 410.

Les masses catalytiques cuivre-zinc sont "activées" en place dans la cellule réactionnelle en effectuant la réduction des catalyseurs dans les conditions décrites dans l'exemple 6. Ensuite, on fait passer dans les deux enceintes réactionnelles le mélange gazeux CO_2/H_2 dans les conditions de vitesse, température et pression indiquées précédemment.

Les résultats obtenus dans les trois séries d'essais sont consignés dans le tableau ci-dessous.

TABLEAU X

| Catalyseur | θ_{MGP} °C | Produits | | | | | | | | | | ΣC |
|-------------------|-----------------------------|----------|-------------------|-----------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------------------|------------|
| | | MeOH | Me ₂ O | CH ₄ | C ₂ H ₄ | C ₂ H ₆ | C ₃ H ₆ | C ₃ H ₈ | nC ₄ | iC ₄ | C ₅ ⁺ | |
| 20 71 A 202 | 250 | 37 | 29 | 3 | 4 | + | 9 | 11 | 2 | 25 | 3 | 289 |
| | 300 | | | 3 | 35 | 2 | 12 | 17 | 4 | 18 | 2,5 | 261 |
| | 350 | | | 6 | 51,5 | 3 | 18 | 22 | 3 | 8 | 0,5 | 289 |
| | 400 | | | 16 | 73,5 | 5 | 16 | 22 | 3 | 4,5 | 0,5 | 325 |
| | 450 | | | 30 | 90 | 7 | 14 | 20 | 1,5 | 2 | + | 340 |
| 25 S1 202 | 250 | 19 | 20 | 2 | 14 | 10 | 12 | 13 | 4 | 50 | 6 | 430 |
| | 300 | | | 4 | 48 | 11 | 24 | 26,5 | 8 | 29 | 4,5 | 444 |
| | 350 | | | 9 | 78 | 13 | 34 | 38 | 6,5 | 16 | 2 | 502 |
| | 400 | | | 32 | 96 | 11,5 | 19 | 35 | 4 | 8 | 0,5 | 490 |
| | 450 | | | 76 | 102 | 11 | 19 | 26 | 2,5 | 3 | | 465 |
| 30 S1 410 | 250 | 110 | | 1 | 3 | | 36 | | 8 | 25 | 10 | 381 |
| | 300 | 54 | | 1,5 | 8 | + | 64 | 1 | 13,5 | 19 | 9,5 | 381 |
| | 350 | 20 | | 3 | 13 | + | 85 | 2 | 13 | 12 | 4 | 426 |
| | 400 | 15 | | 5 | 14,5 | + | 86 | 2 | 12 | 6 | 3,5 | 403 |
| | 450 | 15 | | 12 | 30 | + | 90 | 2 | 13 | 5 | 2,5 | 447 |

Le spectre des produits formés ne semble pas dépendre de la nature de la masse catalytique cuivre-zinc mais être lié à celle de la zéolithe ; certaines pouvant conduire sélectivement au propène.

REVENDICATIONS

1. Catalyseur de conversion du gaz de synthèse en composés organiques, en particulier des hydrocarbures saturés et insaturés, caractérisé en ce que le catalyseur est constitué par l'association d'au moins deux éléments métalliques de transition, choisis parmi le cuivre, zinc et le chrome, avec une mordénite active, choisie parmi les mordénites actives désaluminées provenant de la désaluminisation chimique de mordénite par traitements successifs en milieu acide concentré et les mordénites doublement désaluminées provenant d'une désaluminisation hydrothermique consistant en une série de traitements acides et hydrothermiques alternés, se terminant par un traitement acide, à partir de la mordénite forme sodique NaZ ou forme ammonium NH_4Z ; le catalyseur étant réduit sous courant d'hydrogène avant sa mise en oeuvre.
2. Catalyseur de conversion en composés organiques en particulier des hydrocarbures saturés et insaturés, selon la revendication 1, caractérisé en ce que l'association catalytique est obtenue par mélange physique intime d'une masse de contact métallique, avec une mordénite active, conduisant à un catalyseur mixte.
3. Catalyseur de conversion en composés organiques, en particulier des hydrocarbures saturés et insaturés, selon la revendication 1, caractérisé en ce que l'association catalytique est obtenue par imprégnation réalisée par dépôt des métaux, tel cuivre-zinc et chrome-zinc, à partir de solutions aqueuses de nitrates correspondants, conduisant à un catalyseur imprégné.
4. Catalyseur de conversion de gaz de synthèse en hydrocarbures saturés et insaturés caractérisé en ce que l'association éléments métalliques de transition et mordénite active est mise en oeuvre en lits catalytiques séparés, le premier lit étant de nature métallique et le second de nature zéolithique.
5. Catalyseur de conversion du gaz de synthèse en hydrocarbures saturés et insaturés caractérisé en ce que l'association éléments métalliques de transition et mordénite active est mise en oeuvre en lits catalytiques séparés à des températures différentes, la température du second lit étant supérieure à celle du premier, le premier lit étant de nature métallique et le second de nature zéolithique.
6. Catalyseur de conversion du gaz de synthèse en hydrocarbures caractérisé en ce que la masse de contact métallique et le catalyseur zéolithique sont mis en oeuvre dans des enceintes réac-

tionnelles séparées.

7. Catalyseur de conversion du gaz de synthèse en hydrocarbures caractérisé en ce que la différence de température entre les deux lits catalytiques est au moins de l'ordre de 50°C.

5 8. Application des catalyseurs de conversion selon la revendication 2, quand la mordénite active est du type I, provenant de la désalumination chimique de mordénite par traitements successifs en milieu acide concentré, à la production d'hydrocarbures légers contenant de 2 à 4 atomes de carbone, en particulier d'éthane à
10 partir de mélange oxyde de carbone-hydrogène.

9. Application des catalyseurs en lits séparés selon la revendication 4, à partir de mélange oxyde de carbone-hydrogène traversant en lits séparés une masse de contact cuivre-zinc suivi
15 d'un lit constitué d'une mordénite désaluminée provenant de la désalumination chimique de mordénite par traitements successifs en milieu acide concentré, de rapport Si/Al voisin de 60, à la production d'hydrocarbures C₂-C₃ en particulier de propène.

10. Application des catalyseurs selon la revendication 4, à la conversion des mélanges oxyde de carbone - hydrogène, traversant en lits séparés une masse de contact cuivre - zinc à une température de l'ordre de 200-250°C, puis le lit zéolitique à une température entre 250 et 450°C, à la production d'hydrocarbures éthyléniques contenant de 2 à 4 atomes de carbone.

11. Application des catalyseurs selon la revendication 1,
25 quand les éléments métalliques chrome-zinc sont associés à des mordénites faiblement désaluminées à la production d'hydrocarbures en C₂, et quand les éléments métalliques sont associés à des mordénites doublement désaluminées à la production d'hydrocarbures en C₄.



| DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS | | | |
|---|---|--|--|
| Catégorie | Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes | Revendication concernée | CLASSEMENT DE LA DEMANDE (Int. Cl. *) |
| D, Y | FR-A-2 320 923 (AIR PRODUCTS AND CHEMICALS) *Revendications 1,4* | 1-11 | C 07 C 1/02 B 01 J 29/18 |
| D, Y | US-A-4 180 516 (CHANG et al.) *Revendications 1-5* | 1-3,8 | |
| D, Y | FR-A-2 019 913 (MOBIL OIL) *Revendications 1-14* | 1,5 | |
| D, Y | EP-A-0 018 683 (SHELL) *Revendications 1,3-7* | 1-3,5- 8,10 | |
| Y | NL-A-7 803 707 (SHELL) *Conclusions 1-15* | 1,4-7 9-10 | DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHES (Int. Cl. *) |
| | | | C 07 C B 01 J |
| Le présent rapport de recherche a été établi pour toutes les revendications | | | |
| Lieu de la recherche LA HAYE | | Date d'achèvement de la recherche 08-03-1983 | Examineur MICHIELS P. |
| CATEGORIE DES DOCUMENTS CITES | | T : théorie ou principe à la base de l'invention E : document de brevet antérieur, mais publié à la date de dépôt ou après cette date D : cité dans la demande L : cité pour d'autres raisons | |
| X : particulièrement pertinent à lui seul Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie A : arrière-plan technologique O : divulgation non-écrite P : document intercalaire | | & : membre de la même famille, document correspondant | |