

RÉPUBLIQUE FRANÇAISE

INSTITUT NATIONAL
DE LA PROPRIÉTÉ INDUSTRIELLE

PARIS

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

2 463 120

A1

**DEMANDE
DE BREVET D'INVENTION**

②①

N° 79 20650

⑤④ Procédé de préparation de la diméthyléthylamine.

⑤① Classification internationale (Int. Cl. ³). C 07 C 87/10, 85/06.

②② Date de dépôt..... 14 août 1979.

③③ ③② ③① Priorité revendiquée :

④① Date de la mise à la disposition du
public de la demande..... B.O.P.I. — « Listes » n° 8 du 20-2-1981.

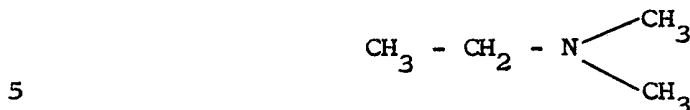
⑦① Déposant : PCUK, PRODUITS CHIMIQUES UGINE KUHLMANN, résidant en France.

⑦② Invention de : Bernard Chemical, Paul Kiener et Aimé Traversaz.

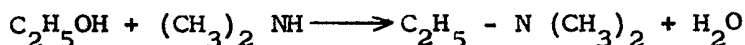
⑦③ Titulaire : *Idem* ⑦①

⑦④ Mandataire : Nicole Bernard, PCUK,
Tour Manhattan Cedex 21, 92087 Paris La Défense 2.

La présente invention concerne un procédé de préparation de la diméthyléthylamine :



par réaction de l'éthanol avec la diméthylamine selon la réaction :



10 Cette réaction est effectuée en présence d'hydrogène et d'un catalyseur d'hydrogénation-déshydrogénation.

La diméthyléthylamine est un produit industriel utilisé comme catalyseur de polymérisation de résines polyuréthannes utilisées principalement dans la fabrication de moules de fonderie selon le procédé dit "boîte froide".

15 L'amination catalytique des alcools, en présence de catalyseurs d'hydrogénation-déshydrogénation, et, le cas échéant, d'hydrogène est déjà connue en particulier par Houben-Weyl, vol. 11/1 pages 126 et suivantes.

20 De manière plus précise, A. BAIKER et W. RICHARZ (Industrial and Engineering Chemistry, Product Research and Development, 1977. 16 (3), pages 261 à 266) décrivent l'amination catalytique des alcools aliphatiques à longue chaîne en présence de divers catalyseurs dont les catalyseurs à base de cuivre et d'oxyde de chrome.

25 Cependant, lors de la diméthylamination du n-dodécanol par exemple, citée dans le tableau III de la page 265 de cet article, ces auteurs utilisent un rapport molaire $\frac{\text{diméthylamine}}{\text{dodécanol}} = 5,5$, ce qui entraîne lors d'une exploitation industrielle de ce procédé un recyclage très important de la
30 diméthylamine en excès, d'où une perte de productivité et une consommation d'énergie accrue sous forme de vapeur. La tenue du catalyseur dans le temps n'est en outre pas mentionnée.

Le brevet français 2.320.287 décrit la réaction, en phase liquide, d'alcools à longue chaîne avec des amines primaires ou secondaires N-méthylées en présence de chromite de cuivre. Cependant, les temps de réaction sont longs (5 à 7 heures dans les exemples d'opérations discontinues), et l'alkylation est réalisée dans un appareillage complexe, ce qui entraîne une faible productivité et un entretien coûteux. L'utilisation de catalyseurs en poudre très fine implique des temps de filtration extrêmement longs, surtout en présence de produits visqueux comme les amines N-méthylées à longue chaîne. Les exemples 1 à 8, donnant une fourchette de concentration de diméthylamine dans le gaz de circulation constitué d'hydrogène pour l'essentiel, ne permettent pas de calculer avec précision le rapport molaire $\frac{\text{diméthylamine}}{\text{alcool}}$ (donc la consommation réelle en diméthylamine), bien que l'on puisse estimer que celui-ci se situe aux alentours de 1, c'est-à-dire de la théorie. Aucune indication n'est donnée par ailleurs sur la durée de vie des catalyseurs employés. Enfin la température de la réaction est telle que cette technique ne s'adapte pas aux alcools à bas point d'ébullition tels que l'éthanol, d'une part parce que son utilisation exigerait une pression de travail élevée pour travailler en phase liquide et d'autre part parce que les premiers termes des alcools aliphatiques se déshydrogènent à beaucoup plus haute température que les alcools à chaînes plus longues.

Aussi le but de la présente invention est de développer un procédé de préparation économique de la diméthyléthylamine par diméthylamination de l'éthanol en phase gazeuse, procédé qui fournit des rendements élevés de cette amine, avec des conversions pratiquement complètes.

L'invention consiste à faire réagir, en continu, l'éthanol à l'état gazeux, en présence de catalyseurs constitués de cuivre, d'oxyde de cuivre et d'oxyde de chrome, et éventuellement d'oxyde de baryum, sous une pression comprise entre 1 et 15 bars absolus, de préférence voisins de 8 bars absolus, à une température comprise entre 180 et 240°C, avec la diméthylamine, en mélange avec des quantités d'hydrogène

telles que le rapport molaire $\frac{\text{hydrogène}}{\text{éthanol}}$ soit compris entre 3 et 10, et de préférence voisin de 5, alors que le rapport molaire $\frac{\text{diméthylamine}}{\text{éthanol}}$ est compris entre 0,20 et 0,60 et de préférence entre 0,25 et 0,40.

- 5 Il est possible d'obtenir ainsi la diméthyléthylamine avec un taux de conversion quantitatif de la diméthylamine et de l'éthanol théoriquement transformable, avec un rendement de 97 % par rapport à la diméthylamine et 97 % par rapport à l'éthanol transformé, les produits secondaires
- 10 présents dans le mélange réactionnel ne perturbant pas l'isolement ultérieur d'une diméthyléthylamine ayant un degré de pureté élevé. Par ailleurs la quantité de ces produits secondaires, obtenus par déshydrogénation de l'éthanol en excès et autocondensation de l'acétaldéhyde ainsi généré ou par réaction
- 15 de ce même acétaldéhyde sur les composés de dismutation de la diméthylamine est faible et leur pourcentage pondéral par rapport à la diméthyléthylamine fabriquée peut être maintenu à une valeur inférieure à 3 %. L'acétaldéhyde peut d'ailleurs être ultérieurement soit détruit par l'hydrate d'hydrazine
- 20 soit réhydrogéné catalytiquement en éthanol à plus basse température (100 à 130°C) sous la même pression (8 bars absolus) ou une pression voisine. Les produits secondaires aminés peuvent être aisément séparés de la diméthylamine par distillation.
- 25 Le procédé de l'invention peut être mis en oeuvre de la manière décrite ci-après. La diméthylamine (stockée à l'état liquide dans un réservoir maintenu sous pression d'azote) et l'éthanol liquide sont introduits de façon continue dans un évaporateur constitué par exemple d'un tube
- 30 chemisé chauffé à la vapeur et sont mélangés à l'hydrogène dans les proportions désirées et ce de la façon la plus homogène possible. Le mélange gazeux traverse ensuite le réacteur constitué d'un tube chauffé par un bain de sels fondus maintenu à une température comprise entre 180 et 240°C et de préférence
- 35 voisine de 200°C contenant le catalyseur. Le temps de contact des gaz dans le réacteur peut être évalué à quelques

secondes (2 à 10 secondes suivant les conditions opératoires). La pression à l'intérieur du réacteur et de ses annexes est maintenue entre 1 et 15 bars absolus, et de préférence voisine de 8 bars absolus.

5 L'effluent réactionnel gazeux traverse une série de condenseurs refroidis à l'eau, puis un séparateur où le liquide obtenu est soutiré en continu et où les gaz non condensés (constitués essentiellement d'hydrogène et de 1 à 2 % en volume de diméthyléthylamine) sont recyclés vers
10 l'évaporateur à l'aide d'une pompe à circulation après avoir traversé une colonne d'absorption pouvant fonctionner soit en laveur (en arrosant le gaz chargé d'amine avec de l'eau ou de l'éthanol) soit en dévésiculeur pour débarrasser ce gaz de toute particule liquide. Etant donné qu'au cours du procédé
15 de faibles quantités de produits secondaires gazeux principalement constitués d'hydrocarbures sont formées il est nécessaire de remplacer partiellement le gaz de recyclage par de l'hydrogène frais, (environ 0,1 à 1 % et de préférence 0,2 à 0,7 % en volume).

20 Contrairement aux indications données dans le brevet français n° 2 320 287 déjà cité, qui revendique un rapport molaire diméthylamine alcool voisin de 1 ou un peu supérieur, la limite supérieure de ce rapport pour la présente invention se situe vers 0,40 ; au-delà, des quantités très
25 importantes de produits secondaires aminés (triméthylamine, méthyldiéthylamine, méthyléthylamine, diméthylbutylamine) se forment, entraînant une baisse intolérable des valeurs des rendements et gênant considérablement l'isolement ultérieur de la diméthyléthylamine. L'emploi d'un tel rapport
30 molaire entraîne toutefois une légère formation d'acétaldéhyde qui à la différence des produits secondaires aminés peut être retransformé en éthanol par une post-hydrogénation catalytique à basse température (100 à 130°C). Un autre moyen permettant d'éliminer les très faibles quantités de ce
35 sous-produit consiste à traiter le mélange réactionnel par de l'hydrate d'hydrazine en ajoutant au maximum 3 fois la quantité stoechiométrique nécessaire pour transformer l'acétaldéhyde.

La présente invention concerne plus particulièrement la diméthylamination de l'éthanol, mais elle peut s'appliquer à d'autres amines primaires ou secondaires comme la méthylamine, l'éthylamine, la propylamine, l'isopropylamine et à d'autres alcools primaires comme le propanol et le butanol ou secondaires (alcool isopropylique, butanol secondaire).

Les catalyseurs utilisés sont des catalyseurs au cuivre, oxyde de cuivre et oxyde de chrome, additionnés ou non d'oxyde de baryum et d'autres oxydes et supportés de manière telle que la teneur en matière active soit comprise entre 85 et 95 % c'est-à-dire avec 5 à 15 % de support. Convient en particulier un catalyseur dont la composition pondérale, après réduction, est la suivante :

Cuivre	: 31 %
Chrome	: 25 %
Baryum	: 10 %

c'est-à-dire un rapport atomique $\left(\frac{\text{Cu}}{\text{Cr}}\right) = 1,02$ et un rapport atomique $\left(\frac{\text{Ba}}{\text{Cu}}\right) = 0,15$.

Les catalyseurs sont supportés de préférence par un support inerte comme la silice, et mis sous forme de grains, extrudats, billes ou comprimés, mais de préférence sous forme de pastilles cylindriques de 3 à 6 mm de diamètre et d'épaisseur. L'espérance de vie d'une charge catalytique peut être estimée à environ 2000 heures (3 mois).

Le catalyseur peut être régénéré par une oxydation des matières carbonées par un mélange d'air dilué dans de l'azote suivie d'une réduction par un mélange d'hydrogène et de vapeur d'eau. Le catalyseur régénéré présente une très légère baisse d'activité par rapport à son activité à l'état neuf, mais cette méthode permet d'effectuer des campagnes de fabrication de l'ordre de plusieurs mois.

Lorsque la post-catalyse est mise en oeuvre, il est possible d'utiliser des catalyseurs identiques à ceux de la réaction principale ou des catalyseurs d'hydrogénation différents.

Les exemples suivants illustrent la présente invention sans toutefois la limiter.

EXEMPLE 1

La réaction est effectuée dans l'appareillage 5 illustré par la figure. L'appareil consiste en un évaporateur (1) où sont introduits la diméthylamine anhydre liquide par la conduite (2) l'éthanol azéotropique liquide par la conduite (3) et le gaz de recyclage par la conduite (4), un réacteur monotubulaire (5) de 2 litres, deux condenseurs en série 10 refroidis à l'eau (6), un séparateur (7), un laveur (ou dévésiculeur) (8), dont la phase liquide est reliée au séparateur par la conduite (9), une conduite (10) d'évacuation des gaz, une conduite (11) d'amenée d'hydrogène frais sous pression, une pompe (12) de recyclage des gaz et une conduite (15) 15 d'alimentation en azote. Le chauffage du réacteur est assuré par un bain de sels fondus contenu dans la cuve (13). Une conduite (16) permet d'amener de l'eau pour la réduction du catalyseur. L'évaporateur est chauffé à la vapeur à l'aide de la chemise (14). Le réacteur est équipé d'une gaine thermométrique (17) qui permet de mesurer le profil de température 20 tout le long du tube réactionnel et à l'intérieur du lit catalytique au moyen d'un thermocouple. Cet équipement sert d'une part à suivre l'évolution de la température lors de la réduction du catalyseur et d'autre part à examiner en cours 25 de marche l'évolution du degré d'avancement de la réaction tout au long du réacteur monotubulaire.

Dans le réacteur (5) de 2 litres on place 2.800 g de catalyseur au chromite de cuivre (31 % de Cu, 25 % de Cr, 10 % de Ba) en pastilles de 4,5 x 4,5 mm, on balaie l'appareil 30 avec de l'azote par la conduite (15) puis par les conduites (11) et (16) avec de l'hydrogène et de la vapeur d'eau dans un rapport molaire de l'ordre de 20 à 25, tel que la pointe de température à l'intérieur du lit catalytique ne dépasse pas 250 à 260°C pour une température du bain de sels contenu dans 35 la cuve (13) de 230°C. Lorsque la pointe de température arrive au sommet du lit du catalyseur la réduction de celui-ci est

terminée et la température du bain est amenée à 200°C environ. La pression absolue de l'installation est amenée à 4 bars au moyen d'hydrogène par la conduite (11) et la pompe (12) mise en marche de façon à réaliser dans l'installation une circulation de gaz à un débit de 2.780 NL/h (124 moles H₂/h) cette pression étant maintenue constante. On injecte alors par la conduite (2) la diméthylamine liquide anhydre à un débit de 424 g/h (9,4 moles/h) et l'éthanol azéotropique par la conduite (3) à un débit (calculé en éthanol pur) de 1.428 g/h (31 moles/h). Cet essai est donc réalisé avec les rapports molaires suivants :

$$\frac{\text{Diméthylamine}}{\text{éthanol}} = 0,30$$

$$\frac{\text{hydrogène}}{\text{éthanol}} = 4$$

Une purge du gaz de recyclage par la conduite (10) à un débit de 18 NL/h permet d'évacuer régulièrement les sous-produits gazeux et de maintenir une pression constante dans l'appareil en remplaçant les gaz éliminés par de l'hydrogène frais au moyen de la conduite (11). Le profil de température mesuré à l'aide du thermocouple coulissant dans la gaine (17) fait apparaître une température maximale de 205,5°C à 50 cm du bas du lit catalytique (dont la hauteur totale est de 3 m). L'effluent réactionnel liquide est soutiré en continu par la conduite (18) pendant 1 heure. On obtient ainsi un mélange brut contenant 670 g de diméthyléthylamine et 990 g d'éthanol non transformé. Par rapport à la quantité théoriquement transformable en diméthyléthylamine, l'alcool a réagi avec un taux de 102,3 %. La diméthylamine a été totalement transformée et le rendement en diméthyléthylamine est de 97,3 %, tandis que le rendement par rapport à l'éthanol transformé est de 96,2 %. Les pourcentages pondéraux en sous-produits, exprimés par rapport à la diméthyléthylamine formée, sont les suivants :

- triméthylamine : 1 %
- méthyldiéthylamine : 1,4 %
- diméthylbutylamine : 0,6 %

L'acétaldéhyde généré correspond à 0,4 % de la diméthyléthyl-

amine produite. Cette teneur gênante pour la séparation par distillation de la diméthyléthylamine pure peut être diminuée de façon notable en traitant l'effluent gazeux du réacteur (5) vers 100°C sur le même catalyseur et sous une pression absolue de 4 bars. Il est également possible de se débarrasser de cette impureté par un traitement approprié à l'hydrate d'hydrazine.

EXEMPLE 2

Cet essai est effectué dans le même appareillage et avec le même catalyseur que ceux spécifiés dans l'exemple 1 dans les conditions opératoires suivantes :

- température du bain : 210,5°C
- débit de diméthylamine: 466 g/h (10,33 moles/h)
- débit d'éthanol pur : 1 380 g/h (29,95 moles/h)
- 15 - débit d'hydrogène : 3 360 Nl/h (150 moles/h)

c'est-à-dire avec les rapports molaires suivants :

$$\frac{\text{diméthylamine}}{\text{éthanol}} : 0,35$$

$$\frac{\text{hydrogène}}{\text{éthanol}} : 5$$

En opérant comme dans l'exemple 1, les résultats obtenus sont les suivants :

- taux de conversion de l'éthanol théoriquement transformable = 101 %
- 25 - taux de conversion de la diméthylamine = 100 %
- rendement en diméthyléthylamine par rapport à la diméthylamine engagée = 97,0 %
- rendement en diméthyléthylamine par rapport à l'éthanol transformé = 93,3 %
- 30 - pourcentages pondéraux des principaux sous-produits par rapport à la diméthyléthylamine formée dans l'effluent réactionnel brut :
 - . triméthylamine = 1,1 %
 - . méthyl-diéthylamine = 1,6 %
 - 35 . diméthylbutylamine = 0,6 %

Ces résultats ont été obtenus après 185 heures de marche continue sur la même charge de catalyseur.

EXEMPLE 3

Dans un réacteur monotubulaire analogue à celui décrit dans l'exemple 1 mais d'une capacité de 7 litres, on place 9.800 g du catalyseur décrit dans l'exemple 1, en pastilles de 4,5 x 4,5 mm. L'essai est réalisé dans les conditions opératoires suivantes :

- température du bain de sels = 200°C
- 10 - pression absolue = 4 bars
- débit d'éthanol (en éthanol pur) = 4.631 g/h (100,52 moles/h)
- débit de diméthylamine = 1.519 g/h (33,68 moles/h)
- débit d'hydrogène = 11.200 Nl/h (500,0 moles/h)

ce qui correspond aux rapports suivants :

- 15 - rapport molaire $\frac{\text{diméthylamine}}{\text{éthanol}} = 0,34$
- rapport molaire $\frac{\text{hydrogène}}{\text{éthanol}} = 5$

Les résultats suivants sont obtenus :

- taux de conversion de l'éthanol théoriquement transformable : 102,7 %
- 20 - rendement en diméthyléthylamine par rapport à l'éthanol transformé = 95,2 %
- taux de conversion de la diméthylamine = 100 %
- rendement en diméthyléthylamine par rapport à la diméthylamine engagée = 96,9 %

25 Les pourcentages pondéraux rapportés à la diméthyléthylamine fabriquée sont les suivants :

- . triméthylamine = 0,8 %
- . méthyl-diéthylamine = 1,1 %
- . acétaldéhyde = 0,7 %

30 EXEMPLE 4

Cet exemple illustre l'obtention d'un effluent pratiquement débarrassé d'acétaldéhyde par traitement post-

catalytique de l'effluent issu du réacteur (5).

La réaction principale réalisée sur la même charge de catalyseur que celle décrite dans l'exemple 2 et dans les mêmes conditions, mais avec un rapport molaire :
5 $\frac{\text{diméthylamine}}{\text{éthanol}} = 0,33$ donne les résultats suivants, obtenus après analyse d'un échantillon instantané :

- pourcentages pondéraux en sous-produits par rapport à la diméthyléthylamine obtenue :

	. triméthylamine	= 1 %
10	. méthyldiéthylamine	= 1,5 %
	. diméthylbutylamine	= 0,2 %
	. acétaldéhyde	= 2,2 %

L'effluent réactionnel liquide obtenu dans le réacteur (5) à l'issue de l'essai décrit ci-dessus est re-
15 traité dans un appareil analogue à celui de l'exemple 1 mais ne comportant pas de recyclage de gaz et dont le réacteur monotubulaire chauffé par une résistance électrique et non par un bain de sels fondus à une capacité de 0,5 litre. L'évaporateur est également chauffé par une résistance élec-
20 trique. Dans ce réacteur on place 700 g du même catalyseur chromite de cuivre que celui décrit dans l'exemple 1 et on le réduit de manière analogue, mais en remplaçant la vapeur d'eau par de l'azote. On alimente l'effluent liquide ci-dessus à un débit de 660 g/h avec un débit d'hydrogène de 750
25 Nl/h (33,5 moles H_2 /h). Le réacteur est maintenu sous une pression absolue de 4 bars et à une température de 100°C. Le produit brut ainsi traité est recueilli à l'état liquide et l'analyse d'un échantillon instantané est pratiquée.

La teneur en acétaldéhyde par rapport à la diméthyléthylamine est inférieure à 0,1 % en poids et la légère coloration jaune de l'effluent du réacteur (5) obtenue dans
30 la première phase de l'opération a disparu, le produit obtenu après ce traitement de post-catalyse étant parfaitement incolore.

35 Le rendement de la diméthyléthylamine par rapport

à l'éthanol transformé passe de 93,7 % dans l'étape principale à 96,4 % après post-catalyse, ce qui prouve que l'acétaldéhyde résiduel a pu être facilement réhydrogéné en éthanol lors de la seconde étape.

5 EXEMPLES 5 A 12

Afin de montrer l'influence du rapport molaire diméthylamine sur le rendement en produit désiré donc sur éthanol l'économie du procédé, on effectue les essais suivants :

On place 0,5 litre de catalyseur chromite de cuivre en pastilles dans le réacteur décrit dans la seconde phase de l'exemple 4, on le réduit de la manière habituelle et on fait passer dessus des mélanges variés d'hydrogène, éthanol et diméthylamine gazeux sous une pression absolue de 4 bars. On effectue ainsi 4 séries d'essais sur des catalyseurs chromites de cuivre analogues.

Les deux essais d'une première série ont été réalisés sur un catalyseur chromite de cuivre dont la composition atomique est la suivante :

$$\text{-rapport atomique } \frac{\text{Cu}}{\text{Cr}} = 0,8$$

$$\text{-rapport atomique } \frac{\text{Ba}}{\text{Cu}} = 10,1 \%$$

utilisé sous forme de pastilles de 3,2 x 3,2 mm.

A la température de 180°C, avec un débit d'éthanol pur de 111 g/h (2,4 moles/h) et un rapport molaire hydrogène = 3, on obtient les résultats suivants :
éthanol

TABLEAU I

Exemple	Rapport molaire diméthyl-amine / éthanol	Taux de conversion de l'éthanol	Rendement en diméthyléthyl-amine par rapport à l'éthanol	Taux de conversion de la diméthyl-amine (théoriquement transformable)	Rendement en diméthyléthyl-amine par rapport à la diméthyl-amine %	Rendement en sous-produit par rapport à la diméthylamine %		
						triméthyl-amine	méthyl-éthylamine	méthyl-di-éthylamine
5	3,0	52,6	95,0	59,0	74,0	9,0	3,6	0,8
6	1,5	63,7	89,2	71,8	76,6	8,0	2,7	2,1

Les deux essais de cette série ont été effectués sur un catalyseur chromite de cuivre dont la composition atomique est la suivante :

- rapport atomique $\frac{\text{Cu}}{\text{Cr}}$ = 0,9 %
- 5 - rapport atomique $\frac{\text{Ba}}{\text{Cu}}$ = 1 %

utilisé sous forme de pastilles de 5 mm x 5 mm.

A la température de 200°C, avec un débit d'éthanol pur de 228 g (5,0 moles/h) et un rapport molaire $\frac{\text{hydrogène}}{\text{éthanol}} = 3$ on obtient les résultats suivants :

TABLEAU II

Exemple	Rapport molaire diméthyl-amine / éthanol	Taux de conversion de l'éthanol	Rendement en diméthyléthyl-amine par rapport à l'éthanol	Taux de conversion de la diméthyl-amine (théoriquement transformable)	Rendement en diméthyléthyl-amine par rapport à la diméthyl-amine %	Rendement en sous-produit par rapport à la diméthylamine %		
						triméthyl-amine	méthyl-éthylamine	méthyl-di-éthylamine
7	1,5	59,5	79,6	46,8	75,0	7,8	3,7	2,1
8	1,1	60,3	74,9	61,5	73,4	6,2	2,7	3,5

Les deux essais de cette série ont été effectués sur le même catalyseur que celui décrit dans les exemples 7 et 8.

A la température de 215°C, avec un débit d'éthanol pur de 226 g/h (4,9 moles/h), et un rapport molaire $\frac{\text{hydrogène}}{\text{éthanol}}$ 7,3 on obtient les résultats suivants :

TABLEAU III

Exemple	Rapport molaire diméthyl-amine / éthanol	Taux de conversion de l'éthanol	Rendement en diméthyléthyl-amine par rapport à l'éthanol	Taux de conversion de la diméthyl-amine (théoriquement transformable)	Rendement en diméthyléthyl-amine par rapport à la diméthyl-amine %	Rendement en sous-produit par rapport à la diméthylamine %		
						triméthyl-amine	méthyl-éthylamine	méthyl-di-éthylamine
9	0,5	103,9	85,4	99,2	88,9	1,5	0,1	4,8
10	0,3	96,9	87,4	100,0	85,3	0,9	0	4,1

Les deux essais de cette série ont été réalisés sur un catalyseur chromite de cuivre dont la composition atomique est la suivante :

$$\text{- rapport atomique } \frac{\text{Cu}}{\text{Cr}} = 1,5$$

5 - rapport atomique $\frac{\text{Ba}}{\text{Cu}} = 0$

A la température de 180°C, avec un débit d'éthanol pur de 341 g/h (7,4 moles/h), et un rapport molaire $\frac{\text{hydrogène}}{\text{éthanol}} = 6,5$ on obtient les résultats suivants :

TABLEAU IV

Exemple	Rapport molaire diméthyl-amine / éthanol	Taux de conversion de 1'éthanol	Rendement en diméthyléthyl-amine par rapport à 1'éthanol	Taux de conversion de la diméthyl-amine (théoriquement transformable)	Rendement en diméthyléthyl-amine par rapport à la diméthyl-amine %	Rendement en sous-produit par rapport à la diméthylamine %		
						triméthyl-amine	méthyl-éthylamine	méthyl-di-éthylamine
11	0,5	91,0	87,6	88,7	89,8	2,5	0,8	4,2
12	0,3	103,5	87,6	100,0	94,4	1,2	0	2,3

On peut voir d'après les tableaux I à IV que, quels que soient la composition atomique du catalyseur chromite de cuivre utilisé, la température, le débit d'éthanol et le rapport molaire $\frac{\text{hydrogène}}{\text{éthanol}}$, l'influence du rapport molaire

- 5 $\frac{\text{diméthylamine}}{\text{éthanol}}$ est prépondérante. Ce fait est particulièrement net dans les exemples 11 et 12, où l'on voit que la valeur optimale du rapport molaire $\frac{\text{diméthylamine}}{\text{éthanol}}$ se situe vers 0,30.

Il faut ajouter que la présence de méthyléthylamine dans l'effluent brut nuit directement à la qualité de la diméthyl-
10 éthylamine pure commerciale, car cette impureté, dont le point d'ébullition est très proche de celui de la diméthyléthylamine ne peut être séparée de cette dernière par distillation. Le fait de travailler avec un excès molaire d'éthanol par rapport à la diméthylamine entraîne la formation d'acétal-
15 déhyde dont nous avons vu dans l'exemple 4 qu'il pouvait être entièrement réhydrogéné en éthanol, donc récupéré, ce qui a entre autres conséquences une augmentation du rendement de la diméthyléthylamine par rapport à l'éthanol.

EXEMPLE 13

Cet exemple illustre l'influence de la pression sur les résultats.

On effectue le même essai que celui décrit dans l'exemple 2, mais avec les conditions opératoires suivantes :

- température du bain : 202°C
- pression absolue : 8 bars
- débit de diméthylamine : 637 g/h (14,12 moles/h)
- débit d'éthanol pur : 2.123 g/h (46,09 moles/h)
- débit d'hydrogène : 5.150 Nl/h (230 moles/h)

c'est-à-dire avec les rapports molaires suivants :

- diméthylamine : 0,31
éthanol
- hydrogène : 5
éthanol

Voici les résultats obtenus :

- taux de conversion de l'éthanol théoriquement transformable = 101,8 %
- rendement en diméthyléthylamine par rapport à l'éthanol transformé = 97,8 %
- taux de conversion de la diméthylamine = 100,0 %
- rendement en diméthyléthylamine par rapport à la diméthylamine engagée = 98,0 %

Les pourcentages pondéraux rapportés à la diméthyléthylamine fabriquée sont les suivants :

- triméthylamine : 0,9 %
- méthyl-diéthylamine : 0,9 %
- triéthylamine : 0,07 %
- acétaldéhyde : 0,4 %
- méthanol : 0,1 %

La productivité correspondante est augmentée d'environ 50 % par rapport à une marche sous 4 bars absolus dans les mêmes conditions opératoires.

EXEMPLE 14

Dans un réacteur monotubulaire analogue à celui décrit dans l'exemple 1, mais d'une capacité de 7 litres, on place 11.060 g d'un catalyseur chromite de cuivre (43 % de CuO, 43 % de Cr_2O_3 , 8 % de BaO) en pastilles de 4,8 x 4,8 mm. Après avoir opéré la réduction du catalyseur, comme décrit dans l'exemple 1, on effectue l'essai dans les conditions suivantes :

- température du bain : 210°C
- 10 - pression absolue : 8 bars
- débit de diméthylamine : 2.132 g/h (47,28 moles/h)
- débit d'éthanol (en produit pur) : 7.284 g/h (158,12 moles/h)
- débit d'hydrogène : 15.859 Nl/h (708 moles/h)

C'est-à-dire avec les rapports molaires suivants :

$$15 \quad \frac{\text{diméthylamine}}{\text{éthanol}} : 0,30$$

$$\frac{\text{hydrogène}}{\text{éthanol}} : 4,5$$

Les résultats obtenus sont les suivants :

- 20 - taux de conversion de l'éthanol théoriquement transformable = 99,4 %
- taux de conversion de la diméthylamine = 100 %
- rendement en diméthyléthylamine par rapport à la diméthylamine engagée = 97,0 %
- 25 - rendement en diméthyléthylamine par rapport à l'éthanol transformé = 97,0 %

EXEMPLE 15

Cet exemple illustre l'obtention d'un effluent incolore débarrassé d'acétaldéhyde par traitement post-catalytique de l'effluent liquide, débarrassé des incondensables, issu du réacteur de catalyse et contenant des proportions variables d'acétaldéhyde.

Ce traitement est effectué par hydrogénation de

l'acétaldéhyde en phase liquide selon une technique dite "en phase ruisselante" où le liquide à traiter et l'hydrogène sous pression, parcourent de haut en bas, à co-courant, un lit de catalyseur d'hydrogénation.

- 5 L'efficacité du traitement est suivie au moyen d'un test qualitatif dit du "miroir d'argent" qui permet de détecter des traces d'aldéhydes.

Sur 0,5 litre de catalyseur nickel Raney foraminé en grains de 2 à 5,5 mm, disposé dans un réacteur tubulaire
10 dont la double enveloppe est parcourue par de la vapeur, d'un diamètre intérieur de 25 mm, on alimente au moyen d'une pompe l'effluent liquide du réacteur de catalyse obtenu au cours de l'essai décrit dans l'exemple 14. Ce catalyseur a été obtenu par attaque sodique (au moyen d'une solution aqueuse d'hydro-
15 xyde de sodium à 50 g/l) à 100°C, de 40 % en poids de l'aluminium contenu dans l'alliage de Raney (50 % de nickel - 50 % d'aluminium) de départ.

L'effluent liquide légèrement coloré est réchauffé vers 120°C et traité sur ce catalyseur à un débit de 10,7 l/h
20 à 116°C sous une pression de 8 bars absolus, en présence d'hydrogène dont le débit de purge est d'environ 50 Nl/h. Après 6 heures de marche continue dans ces conditions opératoires, aucune apparition d'acétaldéhyde ne s'est manifestée, et l'effluent post-catalytique obtenu est parfaitement incolore,
25 ce qui permet d'obtenir par distillation un produit commercial satisfaisant.

Il est possible également d'opérer de la manière suivante : sur 0,5 litre d'un catalyseur à base de nickel (45 %) déposé sur silice, en pastilles de 5 x 5 mm, pré-réduit
30 dans un mélange eau-isobutanol.

On alimente avec l'effluent liquide du réacteur de catalyse décrit dans l'exemple 14, qui contient 0,02 mole d'acétaldéhyde/kg, à un débit de 12 litres/h, et on ne détecte plus aucune trace d'aldéhyde à la sortie du réacteur de post-
35 catalyse l'effluent ainsi obtenu étant également devenu parfaitement incolore ; il peut alors être soumis à une distilla-

tion sans aucun inconvénient.

EXAMPLE 16

Cet exemple illustre la possibilité d'un fonctionnement continu de longue durée d'un réacteur de catalyse chargé du catalyseur décrit dans l'exemple 1 couplé à un réacteur de post-catalyse tel que décrit dans l'exemple 15. Cet ensemble catalytique fournit un effluent réactionnel débarrassé d'acétaldéhyde et parfaitement incolore.

Le réacteur de catalyse contient 2 litres (~ 2800 g) du catalyseur décrit dans l'exemple 1 (chromite de cuivre).

Le réacteur de post-catalyse qui reçoit l'effluent réactionnel liquide du premier réacteur est chargé de 0,75 litre d'un catalyseur à base de nickel (45 %) déposé sur silice en extrudats de 5 mm de longueur et 3 mm de diamètre, 15 préréduit dans un mélange eau-isobutanol.

Les conditions de marche du catalyseur (en pastilles de 4,5 x 4,5 mm), réduit comme dans l'exemple 1, sont les suivantes :

- pendant 750 heures :

20 -température du bain de sels : 200°C
 -pression absolue : 8 bars
 -débit d'éthanol pur : 2 073 g/h (45,0 moles/h)
 -débit de diméthylamine : 649 g/h (14,4 moles/h)
 -débit d'hydrogène : 5 342 Nl/h (239 moles /h)

25 c'est-à-dire avec les rapports molaires suivants :

diméthylamine : 0,32
éthanol

hydrogène : 5,3
éthanol

30 La température du bain a ensuite été relevée de 2°C jusqu'à la 785ème heure de marche, puis à nouveau de 3°C, soit 205°C jusqu'à la 942ème heure de fonctionnement. A la 850ème heure de marche le rapport molaire hydrogène a été ramené à 4. éthanol

A la 942ème heure de marche, la température du bain a été redescendue à 200°C.

Le post-catalyseur au nickel déposé sur silice a fonctionné pendant 845 heures dans les conditions suivantes :

- 5 - température : 112°C
- pression absolue : 7 bars
- débit de liquide condensé à traiter (contenant 0,02 mole d'acétaldéhyde/kg) = 3,6 litres/h.

Les résultats moyens, qui suivent, ont été
10 obtenus :

- taux de conversion de l'éthanol théoriquement transformable : 100,5 %
- taux de conversion de la diméthylamine : 99,9 %
- rendement en diméthyléthylamine par rapport à l'éthanol
15 transformé : 97,4 %
- pourcentages pondéraux des principaux sous-produits par rapport à la diméthyléthylamine formée dans l'effluent réactionnel brut (à la sortie du réacteur de post-catalyse).
- triméthylamine : 0,97 %
- 20 - méthyldiéthylamine : 0,89 %
- triéthylamine : 0,13 %
- diméthylbutylamine : 0,18 %
- méthanol : 0,10 %
- diméthylamine résiduelle : 0,07 % (contre 0,5 à 1 %
25 à la sortie du réacteur de catalyse)
- acétaldéhyde à la sortie du réacteur de catalyse : 0,011 à 0,036 mole/kg
- acétaldéhyde à la sortie du réacteur de post-catalyse : néant (test au miroir d'argent négatif).

30 Aucune baisse d'activité n'a été enregistrée en 845 heures de fonctionnement du post-catalyseur. Par ailleurs, la légère perte d'activité du catalyseur en 950 heures de marche a pu être efficacement compensée par une baisse du rapport molaire hydrogène .
35 éthanol

EXEMPLE 17

Cet exemple illustre la possibilité de régénérer le catalyseur principal par oxydation des matières carbonées par un mélange constitué d'air dilué dans de l'azote et réduction ultérieure par un mélange d'hydrogène et de vapeur d'eau comme dans l'exemple 1 et dans le même appareillage.

Le mode opératoire choisi pour cette oxydation est le suivant :

- température du bain de sels : 200°C
- 10 - pointe de température mesurée dans la gaine du réacteur : 300°C
- rapport molaire $\frac{\text{azote}}{\text{air}}$ réglé de façon à ne pas dépasser la température de 300°C
- débit d'eau (initiateur d'oxydation) : 80 g pendant 45 mn.

15 La pointe de température se déplace alors régulièrement vers le haut du catalyseur, pendant une durée de 5 heures.

Le catalyseur est ensuite porté sous un courant d'air pur à 450°C puis la réduction menée à 230°C comme dans l'exemple 1.

20 Un test de l'activité du catalyseur régénéré a été effectué dans les conditions opératoires de l'exemple 16, pendant 4 heures. Une très légère baisse d'activité a été enregistrée par rapport au catalyseur neuf, non traité par oxydation (pourcentage pondéral en diméthylamine non trans-
25 formée par rapport à la diméthyléthylamine obtenue : 0,2 %).

EXEMPLE 18

Cet exemple illustre l'influence de la nature du catalyseur sur les résultats. L'essai a été effectué dans un réacteur identique à celui de l'exemple 1, en présence de 2
30 litres d'un catalyseur contenant un faible pourcentage d'oxyde de potassium, dont la composition pondérale après réduction est la suivante :

- cuivre : 44,2 %
- chrome : 1,5 %

- potassium : 1,1 %
- silice : 53,2 %

c'est-à-dire un rapport atomique $\left(\frac{\text{Cu}}{\text{Cr}}\right) = 23$ et un rapport atomique $\left(\frac{\text{K}}{\text{Cu}}\right) = 4,1$ %.

5 Les conditions opératoires sont très voisines de celles de l'exemple 13 :

- température du bain : 204°C
- pression absolue : 8 bars
- débit de diméthylamine : 668 g/h (14,81 moles/h)
- 10 - débit d'éthanol pur : 2.007 g/h (43,57 moles/h)
- débit d'hydrogène : 4.883 Nl/h (218 moles/h)

c'est-à-dire avec les rapports molaires suivants :

$$\frac{\text{diméthylamine}}{\text{éthanol}} = 0,34$$

$$15 \quad \frac{\text{hydrogène}}{\text{éthanol}} = 5$$

Voici les principaux résultats obtenus :

- taux de conversion de la diméthylamine : 100 %
- rendement en diméthyléthylamine par rapport à la
- 20 diméthylamine engagée : 91,2 %

Les pourcentages pondéraux de sous-produits rapportés à la diméthyléthylamine fabriquée sont les suivants :

- triméthylamine : 3,8 %
- méthyl-diéthylamine : 5,2 %
- 25 - méthanol : 0,1 %

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

1. Procédé de préparation de la diméthyléthylamine par réaction d'éthanol avec de la diméthylamine en présence de catalyseurs d'hydrogénation-déshydrogénation, caractérisé en
5 ce que l'éthanol gazeux réagit en présence de catalyseurs à base de cuivre, d'oxyde de chrome et éventuellement d'oxyde de baryum, à des pressions comprises entre 1 et 15 bars absolus et à des températures comprises entre 180 et 240°C, avec un mélange gazeux d'hydrogène et de diméthylamine, le rapport
10 molaire diméthylamine/éthanol étant compris entre 0,25 et 0,6 et le rapport molaire hydrogène/éthanol étant compris entre 3 et 10.
2. Procédé selon la revendication 1 dans lequel la température est comprise entre 200 et 210°C, le rapport molaire
15 diméthylamine/éthanol compris entre 0,25 et 0,40 et le rapport molaire hydrogène/éthanol compris entre 4 et 7.
3. Procédé selon l'une des revendications 1 ou 2, caractérisé par une marche en continu, les gaz séparés de l'effluent réactionnel liquide étant recyclés, 0,1 à 1 % et de préférence
20 0,2 à 0,7 % en volume de ces gaz de recyclage étant remplacés par de l'hydrogène.
4. Procédé selon l'une des revendications 1 à 3 dans lequel le débit d'éthanol est compris entre 10 et 50 moles/heure par litre de catalyseur, de préférence entre 20 et 25
25 moles/heure par litre de catalyseur.
5. Procédé selon l'une des revendications 1 à 4 dans lequel l'effluent du réacteur est traité en phase gazeuse ou liquide sur un catalyseur d'hydrogénation à une température comprise entre 100 et 130°C et à une pression voisine de celle
30 utilisée pour la réaction principale.

6. Procédé selon la revendication 5 dans lequel le catalyseur d'hydrogénation de l'effluent du réacteur est identique à celui utilisé pour la réaction principale.
7. Procédé selon la revendication 5 dans lequel le catalyseur d'hydrogénation de l'effluent liquide du réacteur est du nickel Raney foraminé en morceaux de 2 à 10 mm.
8. Procédé selon la revendication 5 dans lequel le catalyseur d'hydrogénation de l'effluent liquide du réacteur est constitué de nickel déposé sur un support de silice, utilisé en pastilles de 3 à 10 mm.
9. Procédé selon l'une des revendications 1 à 4 où l'effluent du réacteur est traité en continu par de l'hydrate d'hydrazine.
10. Procédé selon l'une des revendications 1 à 9 où la réaction est conduite en présence d'une masse catalytique ayant subi une régénération consistant en une oxydation par un mélange d'air dilué dans de l'azote suivie d'une réduction par un mélange d'hydrogène et de vapeur d'eau.

