

PATENTOVÝ SPIS

(19)
ČESKÁ
REPUBLIKA



ÚŘAD
PRŮMYSLOVÉHO
VLASTNICTVÍ

(21) Číslo přihlášky: **2002-2434**
(22) Přihlášeno: **09.01.2001**
(30) Právo přednosti: **14.01.2000 DE 10001540**
(40) Zveřejněno: **14.05.2003**
(Věstník č. 5/2003)
(47) Uděleno: **23.09.2009**
(24) Oznámení o udělení ve Věstníku: **04.11.2009**
(Věstník č. 44/2009)
(86) PCT číslo: **PCT/EP2001/000158**
(87) PCT číslo zveřejnění: **WO 2001/051415**

(11) Číslo dokumentu:

301 091

(13) Druh dokumentu: **B6**

(51) Int. Cl.:
C01B 21/26 (2006.01)
B01J 29/06 (2006.01)
B01D 53/86 (2006.01)

(56) Relevantní dokumenty:

US 4305919; US 5178101; WO 9949954; EP 7568911.

(73) Majitel patentu:

UHDE GMBH, Dortmund, DE

(72) Původce:

Schwefer Meinhard, Dortmund, DE
Maurer Rainer, Schwelm, DE
Turek Thomas, Karlsruhe, DE

(74) Zástupce:

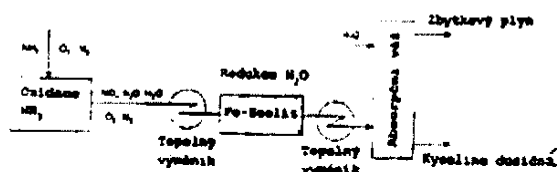
JUDr. Miloš Všecká, Hálkova 2, Praha 2, 12000

(54) Název vynálezu:

**Způsob odstraňování N₂O při výrobě kyseliny
dusičné a zařízení pro provádění tohoto
způsobu**

(57) Anotace:

Při způsobu odstraňování N₂O při výrobě kyseliny dusičné, zahrnující spalování amoniaku na oxidy dusíku a výrobu kyseliny dusičné ze vzniklého NO_x, se reakční plyn ze spalování amoniaku vede přes tepelný výměník a N₂O se za přítomnosti jednoho nebo více železo obsahujících zeolitů ještě před absorpcí katalyticky odstraňuje. U zařízení pro výrobu kyseliny dusičné se zařízením pro spalování amoniaku na oxidy dusíku a absorpční věží, ve které se ze vzniklých NO_x vyrobí kyselina dusičná, je za zařízením pro spalování amoniaku a před vstupem do absorpční věže uspořádán alespoň jeden tepelný výměník a katalyzátor pro odstraňování N₂O, který obsahuje jeden nebo více železo obsahujících zeolitů.



CZ 301091 B6

Způsob odstraňování N_2O při výrobě kyseliny dusičné a zařízení pro provádění tohoto způsobu

5 Oblast techniky

Vynález se týká způsobu odstraňování N_2O při výrobě kyseliny dusičné a zařízení pro provádění tohoto způsobu.

10

Dosavadní stav techniky

Při oxidaci amoniaku v průběhu výroby kyseliny dusičné vzniká vedle požadovaného oxidu dusnatého NO také nežádoucí rajsý plyn N_2O . Tento rajsý plyn přispívá v nezanedbatelné míře k odbourávání stratosférického ozonu a ke skleníkovému efektu. Po snížení emisí rajského plynu v průmyslu kyseliny adipové představuje výroba kyseliny dusičné největší zdroj průmyslových emisí rajského plynu. Z důvodů ochrany životního prostředí zde proto existuje potřeba technických řešení, která by omezila emise rajského plynu při výrobě kyseliny dusičné. Přehled týkající se průběhu výroby kyseliny dusičné a jejích různých způsobových variant je uveden v Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, sv. A 17, VCH Weinheim (1991).

20

Jedna ze slibných možností odstranění N_2O z průmyslových odplynů spočívá v rozkladu N_2O na prvky dusík a kyslík pomocí vhodného katalyzátoru.

25

Pro odstranění N_2O při produkci kyseliny dusičné existují četné návrhy, které jsou většinou založeny na katalytickém odbourání N_2O mezi platinovými sítkami a prvními výměníky tepla.

30

Takto patentový dokument US-A 4 973 457 popisuje způsob odstranění N_2O , který byl vytvořen v průběhu spalování amoniaku, retencí plynů po dobu 0,1 až 3 sekundy předtím, než jsou tyto plyny ochlazeny. Podle zde popsaného způsobu by se mělo až 90 % N_2O rozložit na N_2 a O_2 . Alternativně se uvádí, že plyny mohou být za účelem selektivního rozkladu a zkrácení retenčního času uvedeny do styku s katalyzátorem na bázi kovu nebo oxidu kovu.

35

Patentový dokument DE-A 19 805 202 popisuje způsob výroby kyseliny dusičné, při kterém se reakční plyny za účelem zabránění emise rajského plynu vedou za platinovými sítkami a před ochlazením přes teplotně stabilní katalyzátor pro konverzi N_2O obsaženého v reakčních plynech. Uvedený katalyzátor je přitom vystaven extrémnímu tepelnému zatížení 800 až 1000 °C, což je teplota reakčních plynů opouštějících katalyzátorové sítky. Jako uvedené katalyzátory se výhodně používají ušlechtilé kovy nebo keramické materiály.

40

V patentovém dokumentu DE 198 19 882 A1 je rovněž popsán způsob katalytického rozkladu N_2O , při kterém se reakční plyny ze spalování amoniaku před ochlazením, tj. před stykem s výměníkem tepla, vedou přes katalyzátor, který je tvořen 8 % hmotnosti CuO , 30 % hmotnosti ZnO a 62 % hmotnosti Al_2O_3 . Doba prodlení na tomto katalyzátoru nezbytná pro rozklad N_2O je výhodně kratší než 0,1 sekundy.

45

V patentovém dokumentu US-A 5 478 549 je nárokován způsob výroby NO oxidací amoniaku na katalyzátorech skupiny platinových kovů, při kterém se nežádoucím způsobem vzniklý N_2O vede společně s reakčním plynem nejdříve přes zachytňový systém pro zpětné získání prchavých kovů skupiny platinových kovů, načež se reakční plyn vede za účelem rozkladu N_2O přes katalyzátorové lože tvořené oxidem zirkoničitým. Teplota katalyzátorového lože má být vyšší nebo rovna 600 °C.

50

Uspořádání přímo za platinovými sítkami se zdá proto být obzvláště žádoucí, poněvadž v ideálním případě by musela být pouze vrstva Raschigových kroužků zařazená za platinovými sítkami

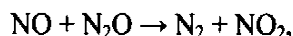
55

vyměněna za odpovídající katalyzátorovou vrstvu. Nevýhodou jsou však extrémní podmínky. Při teplotách okolo 900 °C, obsahu vody 17 % a obsahu NO 10 % jsou kladeny vysoké požadavky nejen na účinnost a selektivitu katalyzátoru, nýbrž také na jeho mechanickou a tepelnou odolnost. Kromě toho se může platinový opal usazovat na katalyzátorové vsázce, což může vést ke snížení selektivity odbourání N₂O, v důsledku čehož může rovněž dojít k nežádoucímu rozkladu NO (Boudart a kol., Journal of Catalysis 39, (1975), 383–394).

Při uspořádání odpovídajících katalyzátorů ve zbytkovém plynu, který opouští absorpční věž s teplotou 20 až 30 °C, je obsah vody v závislosti na způsobové variantě omezen na asi 0,2 až 2 % a obsah NO činí asi 1000 ppm. Maximální teplota pro provoz DeN₂O–katalyzátorů je předem stanovena vstupní teplotou turbíny zbytkového plynu, což volbu vhodných katalyzátorů drasticky omezuje.

Mezi četnými katalyzátory, jejichž zásadní vhodnost pro rozklad a redukci rajskeho plynu byla prokázána (Kapteijn a kol., Appl.Cat.B: Environmental 9 (1996), 25–64), lze uvést mezi jinými zeolitové katalyzátory obsahující přechodové kovy (US-A-5 171 553), jejich potenciální použitelnost pro snížení obsahu N₂O při výrobě kyseliny dusičné byla zmíněna Kapteijnem.

V případě, zeolitů obsahujících železo, jakým je například Fe–ZSM–5, je účinnost těchto katalyzátorů při odbourání N₂O zvýšena v přítomnosti odpovídajících množství NO, což je vysvětleno reakcí za tvorby NO₂ podle rovnice



kteřá je katalyzována Fe–ZSM–5 (Kapteijn a kol., Journal of Catalysis 167 (1997), 256–265).

Vzhledem k této skutečnosti se poukazuje na možnost použití tohoto katalyzátoru pro odstranění N₂O ze zbytkového plynu výroby kyseliny dusičné, který v podstatě obsahuje stejné podíly NO a N₂O. Praktické použití takových zeolitů obsahujících železo a měď by ovšem mohlo být problematické, poněvadž se výslovně poukazuje na jejich deaktivaci za hydrotermálních podmínek. Zde popsané zeolity se vyrábí iontovou výměnou ve vodných roztocích a mají podle údajů Kapteijna pořadí účinnosti Cu > Co > Fe.

Zeolity obsahující železo a založené na ferrieritu určené pro redukci plynů obsahujících N₂O jsou rovněž předmětem patentového dokumentu WO 99/34901. Zde uvedené katalyzátory obsahují 80 až 90 % ferrieritu, jakož i další vazebné podíly. Podíl vody v plynech určených k redukci leží v rozmezí od 0,5 do 5 % objemových. Při srovnání různých typů zeolitů byly nejlepší výsledky dosaženy se zeolity typu FER (ferrierit) při odbourání N₂O při teplotách od 375 do 400 °C (97% odbourání při teplotě 375 °C a při poměru NO/N₂O rovném 1). Podstatně nižší stupeň odbourání byl pozorován při použití zeolitů typu MFI (pentasil) nebo MOR (mordenit). U zeolitů MFI obsahujících železo bylo možné dokonce dosáhnout za výše uvedených podmínek pouze maximálního stupně odbourání 62 %.

V rámci dosavadního stavu techniky nebylo až dosud popsáno žádné zařízení, které je uspořádáno mezi tepelnými výměníky spalínového kotle spalování NH₃ a absorpční věží a které má při teplotách do 600 °C, obsahu NO_x asi 10 % a obsahu vody asi 17 % dostatečnou katalytickou účinnost.

Taková velká množství vodní páry při relativně nízkých teplotách, přirovnáno k teplotám, které se vyskytují při uspořádání katalyzátorů před prvními tepelnými výměníky spalínového kotle, jsou pro použití katalyzátorů obzvláště problematické.

Takto například klesá stupeň odbourání N₂O nad katalyzátorem Co–ZSM–5 při 520 °C a parciálním tlaku 13,5 kPa (odpovídající 5,4 %) z asi 76 % (bez vody) na asi 16 %; u katalyzátoru Fe–

ZSM-5 klesá účinnost při teplotě 560 °C z asi 86 % na asi 40 % (Kapteijn a kol., Studies in Surface Science and Catalysis 101 (1996), 641-650).

5 Cílem vynálezu je tedy poskytnout způsob a zařízení pro použití při výrobě kyseliny dusičné, určené pro odstranění N_2O z reakčních plynů, které by umožňovalo hospodárné vedení procesu, které by obsahovalo katalyzátory, které mají i za hydrotermálních reakčních podmínek dostatečnou katalytickou účinnost, a které by zajišťovalo vysoký stupeň odbourání N_2O . Výhodně by toto zařízení mělo být začleněno do procesu tak, aby reakční plyny měly již při vstupu do tohoto

10

Podstata vynálezu

15 Vynález řeší dosažení výše uvedeného cíle a týká se způsobu odstraňování N_2O při výrobě kyseliny dusičné, zahrnující spalování amoniaku na oxidy dusíku a výrobu kyseliny dusičné ze vzniklého NO_x , při kterém se reakční plyn ze spalování amoniaku vede přes tepelný výměník a N_2O se za přítomnosti jednoho nebo více železo obsahujících zeolitů ještě před absorpcí katalyticky odstraňuje.

20 Reakční plyn, který je veden přes katalyzátor, má výhodně teplotu v rozmezí 350 °C až 600 °C.

Obsah NO_x v reakčním plynu, který se vede přes katalyzátor, leží v rozmezí 3 až 17 % obj., výhodně 6 až 14 % obj.

25 Výhodně je obsah N_2O v reakčním plynu po jeho převedení přes katalyzátor v rozmezí 0 až 100 molárních dílů pro milion molárních dílů reakčního plynu. Obsah H_2O v reakčním plynu, vedeném přes katalyzátor, je v rozmezí 5 až 25 % obj., s výhodou 10 až 20 % obj. a reakční plyn se vede přes katalyzátor výhodně za tlaku v rozmezí 1 až 15 bar při prostorové rychlosti v rozmezí 2000 až 200 000 h^{-1} .

30

Při způsobu podle vynálezu se dosáhne stupně odbourání N_2O vyššího než 90 %, obzvláště vyššího než 95 %.

35 Předmětem vynálezu je dále zařízení pro výrobu kyseliny dusičné se zařízením pro spalování amoniaku na oxidy dusíku a dále zařazenou absorpční věž, ve které se ze vzniklých NO_x vyrobí kyselina dusičná, jehož podstata spočívá v tom, že za zařízením pro spalování amoniaku a před vstupem do absorpční věže je uspořádán alespoň jeden tepelný výměník a katalyzátor pro odstraňování N_2O , který obsahuje jeden nebo více železo obsahujících zeolitů.

40 V případě, že zařízení pro výrobu kyseliny dusičné obsahuje za spalováním amoniaku více tepelných výměníků, potom se zařízení podle vynálezu nachází v rozmezí vymezeném mezi místem za prvním z těchto tepelných výměníků a místem před vstupem do absorpční zóny. V tomto rozmezí může být uspořádáno i více zařízení podle vynálezu. Výhodně se toto zařízení nachází za tepelným výměníkem nacházejícím se v teplotní hladině reakčních plynů v rozsahu od 350 do

45

Katalyzátory použité v rámci vynálezu obsahují více než 50 % hmotnosti, zejména více než 70 % hmotnosti, jednoho nebo více zeolitů obsahujících železo. Takto může být například v katalyzátoru použitém v rámci vynálezu vedle zeolitů Fe-ZSM-5 obsažen další železo obsahující zeolit, jakým je například zeolit typu MFI nebo MOR.

50

Kromě toho může katalyzátor použitý v rámci vynálezu obsahovat další o sobě známé přísady, jako například pojivo. Katalyzátory podle vynálezu jsou výhodně založeny na zeolitech, do kterých bylo zabudováno iontovou výměnou v pevné fázi železo. Obvykle se přitom vychází z komerčně dostupných amonium-zeolitů (například MH_4 -ZSM-5) a z odpovídajících solí žele-

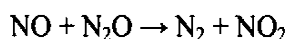
55

za (například $\text{FeSO}_4 \times 7 \text{H}_2\text{O}$), přičemž se tyto složky mechanicky vzájemně intenzivně promísí v kulovém mlýnu při okolní teplotě (Turek a kol., Appl.Catal. 184, (1999) 249–256, EP–A 0 955 080). Takto získaný katalyzátorový prášek se potom kalcinuje v komorové peci na vzduchu při teplotě v rozmezí od 400 do 600 °C. Po kalcinaci se zeolit obsahující železo intenzivně promíchá v destilované vodě a po odfiltrování se vysuší. Potom se k takto získanému zeolitu, obsahujícímu železo přidá vhodné pojivo, získaná směs se promísí a posléze vytlačuje například do tvaru válečkovitých katalyzátorových tělísek. Jako pojiva jsou vhodná obvykle používaná pojiva, přičemž nejvíce používanými pojivy jsou v daném případě hlinitokřemičitany, jako například kaolin.

V rámci vynálezu obsahují použitelné zeolity železo. Obsah železa, vztažený na hmotnost zeolitu, může přitom činit až 25 %, výhodně však 0,1 až 10 %. Výhodně jsou zeolity nebo zeolity obsahující železo a obsažené v katalyzátoru zeolity typu MFI, BEA, FER, MOR nebo/a MEL.

Přesné údaje týkající se výstavby nebo struktury těchto zeolitů jsou uvedeny v Atlas of Zeolite Structure Types, Elsevier, 4th revised Edition 1996. Výhodnými zeolity v rámci vynálezu jsou zeolity typu MFI (pentasil) nebo MOR (mordenit). Obzvláště výhodnými zeolity jsou zeolity typu Fe-ZSM-5.

S překvapením bylo nyní zjištěno, že v rámci dosavadního stavu techniky popsany pozitivní účinek NO na odbourání N_2O na katalyzátorech obsahující železo podle rovnice



se uplatňuje také v přítomnosti vyšších množství vody, takže v literatuře popsaná deaktivace takových katalyzátorů vodní parou může být současně více než kompenzována přítomností NO. Obr. 1 ilustruje tento účinek při odbourání 1000 dílů na milion dílů N_2O v přítomnosti NO_x a H_2O . Bylo zjištěno, že již přítomnost 1500 dílů na milion dílů NO_x je dostatečná k dosažení úplného odbourání 1000 dílů na milion dílů N_2O při 500 °C také v případě, kdy je v proudu reakčního plynu současně obsaženo 7 % obj. H_2O (viz také příklad 3). Samozřejmě nezpůsobuje další přebytek NO_x , který se obvykle vyskytuje v reakčním plynu ze spalování amoniaku v rámci výroby kyseliny dusičné, žádné zhoršení odbourávání NO_x , nýbrž umožňuje další snížení konverzní teploty. Takto je deaktivující účinek 18 % obj. vody téměř zcela eliminován přítomností 10 % obj. NO_x při teplotě 450 °C, jak je to prokázáno v příkladech 6 až 8.

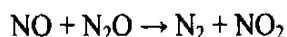
Za účelem odstranění N_2O odpadajícího při výrobě kyseliny dusičné se reakční plyn ze spalování amoniaku vede přes katalyzátor podle vynálezu, který je uspořádán tak, že se nachází za tepelným výměníkem následujícím po spalování amoniaku, avšak před vstupem do absorpční věže. Tento reakční plyn má na vstupu do uvedeného zařízení teplotu nižší než 600 °C a obsah NO_x (kde $x = 1$ až 2) 3 až 17 % obj., výhodně 6 až 14 % obj. Obsah N_2 v uvedeném plynu při vstupu do uvedeného zařízení obvykle činí až 3000 dílů na milion dílů. Provozní tlak by měl být k dosažení uspokojivého odbourání N_2O v rozmezí od 0,1 do 1,5 MPa, přičemž výhodně by tento tlak měl ležet v rozmezí od 0,1 do 1,2 MPa.

Uvedený reakční plyn se vede přes katalyzátor výhodně prostorovou rychlostí v rozmezí od 2000 do 200 000 h^{-1} , zejména prostorovou rychlostí v rozmezí od 5000 do 50 000 h^{-1} .

Za použití způsobu podle vynálezu je takto možné také v přítomnosti vysokého obsahu vody při teplotách v rozmezí 350 až 600 °C, zejména v rozmezí 400 až 550 °C a obsahu vody v reakčním plynu v rozmezí od 5 do 25 % obj., výhodně v rozmezí od 10 do 20 % obj., dosáhnout stupně odbourání N_2O vyššího než 90 %, výhodně vyššího než 95 % a zejména 100% odbourání N_2 .

Takto činí obsah N_2O v reakčním plynu po průchodu zařízením podle vynálezu obvykle 0 až 100 dílů na milion dílů.

Oxid dusičitý NO_2 vytvořený reakcí podle rovnice



- 5 se po opuštění zařízení podle vynálezu dále vede do absorpční věže, kde se přímo upotřebí pro výrobu kyseliny dusičné.

Použitím zařízení podle vynálezu se eliminuje potřeba dodatečného zahřívání plynného proudu, popřípadě katalyzátoru, vzhledem k tomu, že reakční plyny při vstupu do tohoto zařízení již mají
10 odpovídající teplotní hladinu.

Uspořádání popsaná v rámci dosavadního stavu techniky pracují při teplotách výrazně přesahujících 600 °C, což je podmíněno deaktivujícím účinkem obsahu přítomné vody. Přitom vyvstává problém jak rozkladu NO, tak i zhoršení dlouhodobé stability katalyzátoru. Za použití zařízení
15 podle vynálezu a způsobu podle vynálezu je možné dosáhnout vysokého stupně odbourání N_2O i přes vysoký obsah přítomné vody, aniž by při tom došlo ke snížení účinnosti katalyzátoru.

Kromě toho je vzhledem k nižší provozní teplotě a typu použitého katalyzátoru současně zanedbatelné nežádoucí odbourání NO.

20 Rovněž je v případě vynálezu eliminován výše zmíněný problém dosavadního stavu techniky související s usazováním Pt na katalyzátoru vzhledem k tomu, že zařízení podle vynálezu není uspořádáno přímo pod platinovými sítkami.

- 25 V následující části popisu bude vynález blíže objasněn pomocí příkladů jeho konkrétních provedení, přičemž tyto příklady mají pouze ilustrační charakter a nikterak neomezují rozsah vynálezu, který je jednoznačně vymezen formulací patentových nároků a obsahem popisné části.

30 Příklady provedení vynálezu

Příklady 1 až 8

Jako katalyzátor byl použit zeolit obsahující železo typu ZSM-5. Výroba tohoto Fe-ZSM-5-
35 katalyzátoru se provádí iontovou výměnou v pevné fázi, přičemž se vychází z komerčně dostupného zeolitu v amoniovém cyklu (Alsipenta, SM27). Detailní údaje pro přípravu tohoto zeolitu lze najít v M.Rauscher, K.Kesore, R.Mönig, W.Schwieger, A-Tissler, T.Turek: Preparation of highly active Fe-ZSM-5 catalyst through solid state ion exchange for the catalytic decomposition of N_2O , in Appl.Catal. 184 (199) 249-256.

40 Katalyzátorové prášky se potom kalcinují na vzduchu po dobu 6 hodin při teplotě 823 K, promyjí a vysuší přes noc při teplotě 383 K. Po přidání odpovídajícího pojiva následuje vytlačování na válečkovitá katalyzátorová tělíska (2x2 mm). Tato nacházejí použití v příkladech 1 až 5, zatímco v příkladech 6 až 8 se použije odpovídající granulát s velikostí částic 1 až 2 mm.

45 Pokusy byly provedeny ve stacionárně provozované průtokové aparatuře se zařazenými analytickými stanoveními při prostorové rychlosti 10 000 h.

Vsázka vždy obsahuje 1000 ppm N_2O a 2,5 % obj. O_2 (příklady 1 až 5), popřípadě 5,5 % obj O_2
50 (příklady 6 až 8) v N_2 , jakož i měnící se množství H_2O a NO_x .

Při obměňování množství H_2O a NO ($x = 1$ až 2) byly zjištěny zbytkové koncentrace N_2 uvedené v následující tabulce.

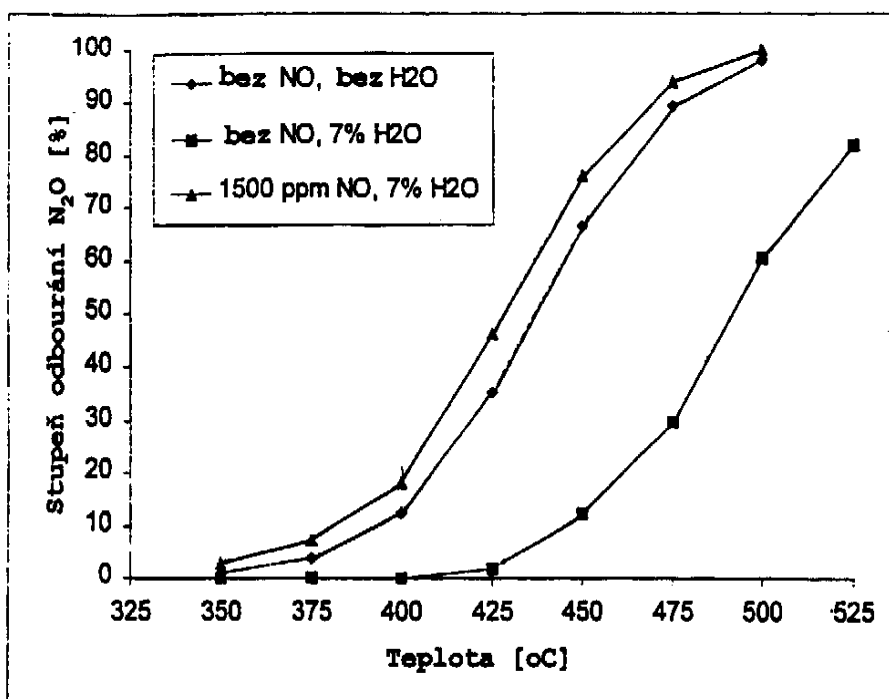
55

Tabulka

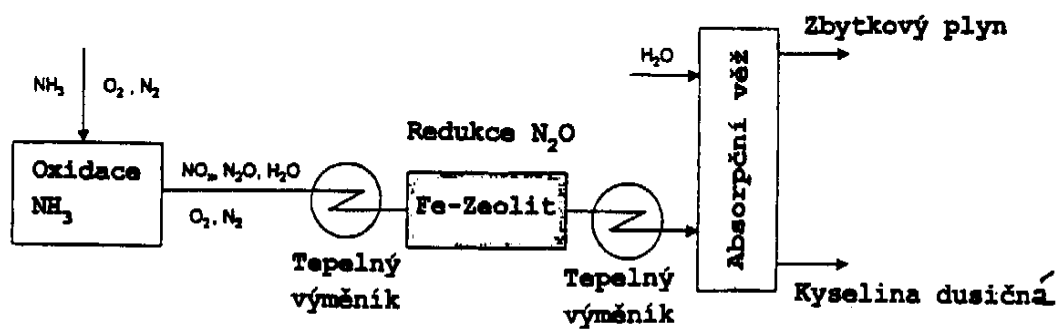
Př.	Obsah H ₂ O ve vsázce (%obj.)	Obsah NO _x ve vsázce [10 ⁻⁴ %]	Zbytkový obsah N ₂ O při 400 °C [10 ⁻⁴ %]	Zbytkový obsah N ₂ O při 450 °C C [10 ⁻⁴ %]	Zbytkový obsah N ₂ O při 500 °C [10 ⁻⁴ %]
1	0	0	875	335	21
2	7	0	995	877	369
3	7	1500	816	238	0
4	0,5	0	961	735	165
5	0,5	500	604	125	13
6	0	0	365	7	
7	18	0	915	681	
8	18	10	545	20	

PATENTOVÉ NÁROKY

- 5 1. Způsob odstraňování N_2O při výrobě kyseliny dusičné, zahrnující spalování amoniaku na oxidy dusíku a výrobu kyseliny dusičné ze vzniklého NO_x absorpcí, **vyznačující se tím**, že se reakční plyn ze spalování amoniaku vede přes tepelný výměník a N_2O se za přítomnosti jednoho nebo více železo obsahujících zeolitů ještě před absorpcí katalyticky odstraňuje.
- 10 2. Způsob podle nároku 1, **vyznačující se tím**, že reakční plyn, který se vede přes katalyzátor, má teplotu v rozmezí od $350^\circ C$ do $600^\circ C$.
3. Způsob podle nároku 1 nebo/a 2, **vyznačující se tím**, že obsah NO_x v reakčním plynu, který se vede přes katalyzátor, leží v rozmezí od 3 do 17 % obj., výhodně v rozmezí od 6
15 do 14 % obj.
4. Způsob podle alespoň jednoho z předcházejících nároků 1 až 3, **vyznačující se tím**, že obsah N_2O v reakčním plynu po jeho převedení přes katalyzátor leží v rozmezí 0 až 100 molárních dílů pro milion molárních dílů reakčního plynu.
20
5. Způsob podle alespoň jednoho z předcházejících nároků 1 až 4, **vyznačující se tím**, že obsah H_2O v reakčním plynu, který se vede přes katalyzátor, leží v rozmezí od 5 do 25 % obj., výhodně v rozmezí od 10 do 20 % obj.
- 25 6. Způsob podle alespoň jednoho z předcházejících nároků 1 až 5, **vyznačující se tím**, že se reakční plyn vede přes katalyzátor za tlaku v rozmezí 1.10^5 až 15.10^5 Pa.
7. Způsob podle alespoň jednoho z předcházejících nároků 1 až 6, **vyznačující se tím**, že se reakční plyn vede přes katalyzátor při prostorové rychlosti v rozmezí od 2000 do
30 200 000 h^{-1} .
8. Způsob podle alespoň jednoho z předcházejících nároků 1 až 7, **vyznačující se tím**, že je dosaženo stupně odbourání N_2O vyššího než 90 %, zejména vyššího než 95 %.
- 35 9. Zařízení pro výrobu kyseliny dusičné se zařízením pro spalování amoniaku na oxidy dusíku a dále zařazenou absorpční věž, ve které se ze vzniklých NO_x vyrobí kyselina dusičná, **vyznačující se tím**, že za zařízením pro spalování amoniaku a před vstupem do absorpční věže je uspořádán alespoň jeden tepelný výměník a katalyzátor pro odstraňování N_2O , který obsahuje jeden nebo více železo obsahujících zeolitů.
- 40 10. Zařízení podle nároku 9, **vyznačující se tím**, že katalyzátor je uspořádán za prvním tepelným výměníkem spalínového kotle zařízení pro spalování amoniaku a před absorpční věží.
- 45 11. Zařízení podle nároku 9, **vyznačující se tím**, že v katalyzátoru obsažený zeolit nebo zeolity obsahující železo jsou zeolity typu MFI, BEA, FER, MOR nebo/a MEL.
12. Zařízení podle nároku 11, **vyznačující se tím**, že železo obsahující zeolit nebo zeolity jsou zeolity typu MFI.
- 50 13. Zařízení podle nároku 11, **vyznačující se tím**, že zeolit je Fe-ZSM-5.



OBR. 1



OBR. 2