

PŘIHLÁŠKA VYNÁLEZU

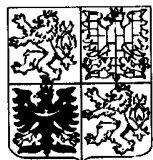
zveřejněná podle § 31 zákona č. 527/1990 Sb.

(21) Číslo dokumentu:

4968-90

(19)

ČESKÁ
REPUBLIKA



ÚŘAD
PRŮMYSLOVÉHO
VLASTNICTVÍ

(22) Přihlášeno: **12. 10. 90**

(32) Datum podání prioritní přihlášky: **16.10.89, 04.12.89**

(31) Číslo prioritní přihlášky: **89/5139, 89/6093**

(33) Země priority: **DK, DK**

(40) Datum zveřejnění přihlášky vynálezu: **11. 08. 99**
(Věstník č. 8/99)

(13) Druh dokumentu: **A3**

(51) Int. Cl.⁶:

B 01 J	35/10
B 01 J	23/28
B 01 J	23/88
C 07 C	45/38
C 07 C	47/02

(71) Přihlášovatel:

HALDOR TOPSOE A/S, Lyngby, DK;

(72) Původce:

Sarup Bent, Frederiksberg, DK;

Nielsen Poul Erik Hojlund, Fredensborg, DK;

Hansen Viggo Lucarsen, Bronshøj, DK;

Johansen Keld, Frederikssund, DK;

(74) Zástupce:

Zelený Pavel JUDr., Praha 1;

(54) Název přihlášky vynálezu:

Katalyzátor pro výrobu aldehydů

(57) Anotace:

Katalyzátor pro výrobu aldehydu přeměnou alkoholu na odpovídající aldehyd parciální oxidací alkoholu, přičemž katalyzátor je tvořen aktivním katalytickým materiálem ze směsných oxidů molybdenu a další složkou M, která se volí z oxidů chromu, vanadu, hliníku, železa, wolframu, manganu a směsí těchto látek, při molárním poměru Mo : M v rozmezí 1 až 5, přičemž katalyticky aktivní materiál je uložen na inertním nosiči s monolitickou strukturou.

CZ 4968-90 A3

055336	28. XI. 91	ÚŘAD PRO VYVÁŽENÍ A OBJEVY	PRIL. 1
--------	------------	----------------------------------	------------

Katalyzátor pro výrobu aldehydů

Oblast techniky

Vynález se týká katalyzátoru pro výrobu aldehydů a jeho použití pro parciální oxidaci alkoholů na odpovídající aldehydy.

Dosavadní stav techniky

Široce užívaným postupem pro výrobu formaldehydu v průmyslovém měřítku je oxidace methanolu na formaldehyd. Tento postup se obvykle provádí tak, že se plyn s obsahem methanolu nechá procházet přes katalyzátor oxidace v částicové formě.

Vzhledem k teplotě, které se vyvíjí v průběhu oxidace methanolu je postup obvykle prováděn v trubicovém reaktoru, jsou chlazeny.

Důležitou vlastností postupu je výkonnost katalyzátoru a reaktoru, která se měří jako optimální výtěžek formaldehydu, přepočítáno na molární poměr získaného formaldehydu k methanolu, přiváděnému do reaktoru.

Katalyzátory, které mohou zajistit vysokou selektivitu v průběhu oxidace methanolu na formaldehyd jsou známé katalyzátory, užívané bez nosiče, na bázi oxidů železa a molybdenu, například typu $\text{Fe}_2(\text{MoO}_4)_3\text{-MoO}_3$, tento katalyzátor byl popsán v US patentovém spisu č. 1 913 405, užívané jsou také katalyzátory na bázi oxidů chromu, obvykle ve stabilizovaném stavu, jde například o katalyzátory na bázi oxidu železitého a oxidu molybdenu bez nosiče, které byly popsány v US patentovém spisu č. 3 194 771.

Je dobře známo, že selektivita částicových katalyzátorů oxidace klesá se zvyšující se přeměnou na aldehyd, výsledkem tohoto jevu je hranice optimálního výtěžku, kterého je možno dosáhnout. Například při přeměně methanolu v rozmezí 98 až 99 % klesá selektivita se zvyšující se přeměnou methanolu, takže maximální dosažitelný výtěžek formaldehydu je 92 až 93 %. Aby bylo možno selektivitu zvýšit, užívá se katalyzátor ve formě malých částic, které je možno uložit na nosič, jak je navrhováno v US patentových spisech č. 4 181 629 a 4 471 141 a v SU patentovém spisu č. 1 028 353. Takto upravené katalyzátory je možno použít ve vířivé vrstvě.

Vážnou nevýhodou známých částicových katalyzátorů oxidace je však omezení tlakového poklesu, který je způsoben malými částicemi v obvyklém reaktoru s fixovanou vrstvou katalyzátoru. Malé částice katalyzátoru na nosiči totiž až dosud nebyly s úspěchem použity v reaktorech s vířivou vrstvou v průmyslovém měřítku v důsledku nedostatečné odolnosti částic katalyzátoru proti otěru.

Nyní bylo zjištěno, že katalyzátory na bazi molybdenu, uložené na monolytickém nosiči mohou poskytnout katalyzátor oxidace se zlepšenou výkonností v průběhu přeměny alkoholu na odpovídající aldehydy, současně se snižuje tlakový pokles ve srovnání s použitím vrstvy částicového katalyzátoru. Bylo dále zjištěno, že v případě, že se katalyzátor na monolytickém nosiči užíje v adiabatickém reaktoru, zařazeném za reaktorem s chlazenými stěnami, je možno snížit tvorbu vedlejších produktů, například kyseliny mravenčí a dimethyletheru.

Podstata vynálezu

Předmětem vynálezu je katalyzátor pro výrobu aldehydů přeměnou alkoholu na odpovídající aldehyd parciální oxidací alkoholu, přičemž katalyzátor je tvořen aktivním katalytickým materiálem ze směsných oxidů molybdenu a další složkou M, volenou z oxidů chromu, vanadu, hliníku, železa, wolframu, manganu a směsí těchto látek při molárním poměru $Mo : M$ v rozmezí 1 až 5, zlepšení spočívá v tom, že katalytický aktivní materiál je uložen na inertním nosiči s monolitickou strukturou.

Ve výhodném provedení vynálezu je monolitický nosič zpevněn pojivem, naneseným na nosič.

Množství účinné složky na monolitickém nosiči se může měnit v rozmezí 1 až 90 % hmotnostních, vztaženo na celkové množství účinné složky, nosiče a pojiva.

S výhodou tvoří aktivní materiál na nosiči 80 až 90 % hmotnostních, vztaženo na celkové množství aktivního materiálu, nosiče a pojiva.

Podstatu vynálezu tvoří rovněž použití zlepšeného katalyzátoru svrchu uvedeného typu pro oxidaci alkoholů na odpovídající aldehydy, s výhodou pro oxidaci methanolu na formaldehyd.

Zlepšený katalyzátor podle vynálezu je možno připravit následujícím postupem, který spočívá v tom, že se listy vláknitého inertního nosiče zvlní, zvlněné listy se opatří povlakem ze suspenze, obsahující aktivní katalytický materiál a popřípadě pojivo, suspenze se usuší a zvlněné a povlečené listy výsledného materiálu se podrobí kalcinaci.

Vhodným vláknitým nosným materiálem pro účely vynálezu je jakýkoliv materiál, odolný proti působení tepla a

inertního za podmínek přeměny alkoholů na aldehydy, například vláknité plošné útvary z oxidu křemičitého se středním průměrem vláken v rozmezí 50 až 250 mikrometrů a s průměrnou délkou vláken 2 až 30 mm.

Vláknité plošné útvary se zvlíní na běžném zařízení pro tyto účely a zpracují se na monolitický strukturní útvar tak, že se jednotlivé zvlněné plošné útvary stočí na válcové útvary s obsahem přímých kanálků. S výhodou se monolitický strukturní útvar zpracuje na strukturu s příčnými přepážkami tak, že se na sebe uloží větší počet zvlněných plošných útvarů za vzniku rovnoběžných vrstev s různou orientací zvlnění mezi jednotlivými vrstvami.

Ve všech případech se na tento monolitický útvar nanese ponořením nebo natřením vodná suspenze, obsahující katalytický aktivní materiál a popřípadě pojivo pro stabilizaci celé struktury.

Katalytický aktivní materiál pro účely vynálezu je možno získat současným srážením z vodného roztoku, který obsahuje rozpustné sloučeniny molybdenu a složku M v molárním poměru $M_o : M$ v rozmezí 1 až 5, s výhodou 1, 5 až 3. Sraženina se suší a kalcinuje k převedení složek na účinnou oxidovanou formu. Je také možno postupovat tak, že se oxidy molybdenu a složka M společně melou a kalcinují. V každém z těchto případů má získaný katalytický aktivní materiál specifický povrch 1 až 7 m²/g.

Vhodným pojivem pro zpevnění nosičů s monolitickou strukturou jsou jakékoliv známé pojivové materiály, které jsou inertní za podmínek oxidace alkoholu, například oxid křemičitý, oxid titaničitý a podobně.

Takto získaný katalyzátor s monolitickou strukturou je možno užít v adiabatických a chlazených reaktorech pro

parciální oxidaci alkoholu, obsaženého v přiváděném plynu na odpovídající aldehyd.

Parciální oxidace například methanolu na formaldehyd může být prováděna v řadě adiabatických vrstev katalyzátoru, které obsaují monolitický katalyzátor podle vynálezu a jsou zapojeny do serie, přičemž chlazení a vstřikování methanolu se uskuteční mezi těmito vrstvami.

Vynález bude dále popsán v následujících příkladech, které mají sloužit k podrobnému osvětlení výhodných provedení vynálezu.

Příklady provedení vynálezu

Příklad 1

160 ml vodného roztoku s obsahem 130 g $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ a 43 g $\text{Cr}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ a 140 ml vodného roztoku s obsahem 96 ml 25% hydroxidu amonného a 131 g oxidu molybdenového se smísí za míchání v reakční nádobě. Smísený roztok se odpaří do sucha a pak se podrobí tepelnému rozkladu při teplotě 250 až 300 °C k odstranění dusičnanu amonného. Získaná pevná látka se 1 hodinu kalcinuje při teplotě 525 °C a pak se mele v kuličkovém mlýnu.

Příklad 2

1377 ml vodného roztoku s obsahem 772 g $\text{Al}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ a 768 g $\text{Cr}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ se smísí s 2150 ml vodného roztoku s obsahem 869 ml 25% amoniaku a 873 g oxidu molybdenového.

Smísený roztok se zfiltruje a získaná pevná látka se promyje destilovanou vodou k odstranění dusičnanu amonného.

Příklad 3

Tento příklad ilustruje způsob výroby katalyzátoru s obsahem molybdenanu železa a chromu s monolytickou strukturou a s obsahem přímých kanálků v monolýtické struktuře podle vynálezu pro použití při parciální oxidaci methanolu na formaldehyd.

List papíru s obsahem oxidu křemičitého, odolného proti působení tepla, s tloušťkou 0,25 mm, tvořeného vláknou oxidu křemičitého s průměrem přibližně 250 mikrometrů a délkou přibližně 2 mm se zvlní na běžném zařízení pro tento účel za vzniku zvlněného plošného útvaru s výškou vlněk přibližně 2,5 mm. Zvlněný plošný útvar se pak svine na monolýtický útvar s přímými kanálky, se zevním průměrem 50 mm a výškou rovněž 50 mm.

Suspenze pro ponoření takto vytvořeného monolýtu se připraví smísením 1200 g katalyticky účinného materiálu, připraveného způsobem podle příkladu 1 a 845 g pojiva s obsahem stabilizovaného oxidu křemičitého a amoniaku Syton T40 (Monsanto Co., Ruabon, Velká Británie) a 250 g demineralizované vody.

Suspenze se mele 24 hodin v kuličkovém mlýnu při teplotě místnosti a pak se do suspenze opakovaně ponoří monolýtický nosič, který se pak suší při teplotě místnosti, postup se provádí tak dlouho, až konečný obsah katalyticky aktivního materiálu a pojiva dosáhne 90 % hmotnostních, vztaženo na celkové množství aktivního materiálu, pojiva a monolýtického nosiče. Monolýtický nosič se pak suší 24 hodin při teplotě 20 °C a kalcinuje se 2 hodiny při teplotě 450 °C.

Příklad 4

Tento příklad popisuje výrobu monolitického katalyzátoru s přímými kanálky podle vynálezu na bazi molybdenanu hlinitého.

Suspenze pro ponoření takto získaného monolitického katalyzátoru se připraví tak, že se smísí 360 g katalyticky aktivního materiálu, připraveného způsobem podle příkladu 2 a 90 g pojiva s obsahem stabilizovaného oxidu křemičitého a amoniaku Syton T40 (Monsanto Co., Ruabon, Velká Británie) a 818 g demineralizované vody.

Suspenze se mele 24 hodin na kuličkovém mlýnu při teplotě místnosti, pak se do získané suspenze ponořuje monolitický katalyzátor, který se pak suší při teplotě místnosti a pak kalcinuje 30 minut při teplotě 420 °C. Tento postup se dvakrát opakuje, čímž se získá nosič s obsahem katalyticky aktivního materiálu a pojiva 77 % hmotnostních, vztaženo na celkové množství aktivního materiálu, pojiva a monolitu. Monolitický katalyzátor se nakonec kalcinuje 90 minut při teplotě 600 °C.

Příklad 5

Tento příklad osvětluje výrobu monolitického katalyzátoru podle vynálezu s příčnými příčkami pro použití při oxidaci methanolu na formaldehyd.

Větší počet zvlněných plošných útvarů, popsanych v příkladu 3, z nichž každý je opatřen plochou podložkou z téhož materiálu se uloží na sebe ve formě paralelních vrstev tak, že zvlnění mezi jednotlivými vrstvami je uloženo v pravém úhlu, čímž se získá monolitický nosič s vnitřními příčkami.

Takto vytvořený monolit se jednou promyje suspenzí, připravenou způsobem podle příkladu 3 a obsahující aktivní materiál pojivo, pak se suší 24 hodin při teplotě 20 °C a kalcinuje 2 hodiny při teplotě 450 °C.

Z takto vytvořeného monolitu se oddělí válcová tělíska s průměrem 21 mm a výškou 50 mm.

Takto získaná tělíska se znovu promyjí toutéž suspenzí tak, aby konečný obsah aktivního materiálu byl 80 % hmotnostních, vztaženo na celkové množství aktivního materiálu, pojiva a monolitu.

Takto získaný katalyzátor na monolitickém nosiči se nakonec suší a pak kalcinuje svrchu uvedeným způsobem-

Příklad 6

Tento příklad se provádí se vzorkem katalyzátoru na zvlněném monolitickém nosiči, který byl připraven způsobem podle příkladu 5.

Monolitický katalyzátor ve formě válcového tělíska se uloží do trubicového reaktoru s vnitřním průměrem 21 mm a výškou 1200 mm. Výška, vyplněná monolitickým katalyzátorem je 900 mm.

Stěna trubicového reaktoru se udržuje pomocí chladicí lázně na teplotě 271 °C. Trubicovým reaktorem se nechá procházet plyn, který obsahuje 6,5 % objemových methanolu, 19,6 % objemových kyslíku a 74,2 % objemových dusíku při prostorové rychlosti 6000 h⁻¹.

Průchodem přes monolitický katalyzátor se přemění 99,3 % methanolu v přiváděném plynu na formaldehyd, selektivita je 96,2 %. Výtěžek formaldehydu je tedy 95,6 %.

Příklad 7

Srovnávací výkonnost pelet a monolitického katalyzátoru

Tři kusy monolitického katalyzátoru podle příkladu 5 se zevním průměrem 50 mm a výškou 50 mm s celkovým množstvím 77 g aktivního materiálu se uloží do adiabatického reaktoru s vnitřním průměrem 50 mm.

Adiabatický reaktor se připojí na výstup reaktoru s chlazenými stěnami, tak jak byl popsán v příkladu 6 s tím rozdílem, že do reaktoru s chlazenými stěnami se uloží 177 g drcených pelet běžného katalyzátoru pro výrobu formaldehydu (Haldor Topsøe, Lyngby, Dánsko) katalyzátor je tvořen molybdenanem železitým a oxidem molybdenovým a chromem jako promotorem.

Reaktorem s chlazenými stěnami se nechá procházet plyn, který obsahuje 8 % objemových methanolu, 9 % objemových kyslíku, zbytek tvoří dusík. Plyn se přivádí rychlostí 1900 Nl/h při teplotě 271 °C, dojde k přeměně 95,5 % methanolu. Plyn, vystupující z chlazeného reaktoru se nechá dále procházet monolitickým katalyzátorem, uloženým v adiabatickém reaktoru.

Vstupní teplota plynu, přiváděného do adiabatického reaktoru se mění tak, aby teplota výstupu plynu z reaktoru byla 300, 350 a 400 °C. Výsledky, získané při tomto pokusu jsou znázorněny v následující tabulce 1. Pokles tlaku při průchodu monolitickým katalyzátorem je 4 kPa.

Při dalším pokusu byla srovnávána výkonnost monolitického katalyzátoru s výkonností běžného katalyzátoru pro výrobu formaldehydu, tak jak byl svrchu popsán. Monolitický katalyzátor v adiabatickém reaktoru byl nahrazen 77 g běžného katalyzátoru, drceného na velikost částic v rozmezí 1,0 až 1,7 mm.

Při stejném složení přiváděného plynu a za srovnatelných podmínek jako při provádění prvního pokusu bylo možno dosáhnout srovnatelné přeměny methanolu a srovnatelné selektivity až na to, že pokles tlaku při použití běžného částicového katalyzátoru byl vyšší o 20 % ve srovnání s použitím monolitického katalyzátoru a stoupl na 5 kPa. Výsledky pokusu budou dále uvedeny v tabulce 2.

T a b u l k a 1

Výkonnost monolitického katalyzátoru pro výrobu formaldehydu v adiabatickém reaktoru, zařazeném za chlazeným reaktorem

	přeměna		v ý t ě ž e k					ΔT	$\Delta p^{xx)}$
	%	HCHO	CO	DME	CO ₂	HCOOH		^o C	kPa
	C%	C%	C%	C%	C%	ppm ^{x)}			
výstup z chlazeného reaktoru	95,6	91,8	1,8	1,9	0,1	226	-	-	-
výstup z adiabatického reaktoru ^o C									
300 ^o C	99,1	94,2	2,5	1,8	0,6	150	23	4	
350 ^o C	99,6	93,8	3,7	1,5	0,6	105	34	4	
400 ^o C	99,5	91,9	5,3	1,5	0,9	95	52	4,2	

x) Údaje jsou uvedeny jako ppm HCOOH ve vodném roztoku s obsahem HCHO 37 % hmotnostních.

xx) Včetně poklesu tlaku přibližně 3 kPa v prázdném reaktorovém systému.

T a b u l k a 2

Výkonnost běžného katalyzátoru pro výrobu formaldehydu, drce-
ného na částice s průměrem 1 až 1,7 mm v adiabatickém reaktoru,
zařazeném za chlazeným reaktorem

	přeměna		v ý t ě ž e k					ΔT	$\Delta p^{xx)}$
	%	HCHO	CO	DME	CO ₂	HCOOH	°C		kPa
		C%	C%	C%	C%	ppm ^{x)}			
výstup z chlazeného reaktoru	95,6	91,9	2,2	1,4	0,1	220	-	-	-
výstup z adiabatického reaktoru °C									
300 °C	99,3	94,4	2,7	1,6	0,5	152	18	5	
350 °C	99,8	93,8	3,9	1,5	0,7	103	24	5	
400 °C	99,9	93,0	4,3	1,3	1,3	94	35	5,6	

x) Údaje jsou uvedeny jako ppm HCOOH ve vodném roztoku s
obsahem HCHO 37 % hmotnostních.

xx) Včetně poklesu tlaku přibližně 3 kPa v prázdném reaktoru-
rovém systému.

Příklad 8

Monolitický katalyzátor z příkladu 4 s přímými kanálky
byl zkoušen v průběhu výroby formaldehydu parciální oxidací
methanolu v postupu, obdobném postupu z příkladu 7. Do adia-
batického reaktoru s vnitřním průměrem 50 mm byly uloženy
tři kusy monolitického katalyzátoru z příkladu 4 s vnějším
průměrem 50 mm a s výškou rovněž 50 mm, užito bylo celkem
72 g aktivního katalytického materiálu.

Přeměna byla prováděna při prostorové rychlosti 6700 h^{-1} , při výstupní teplotě z adiabatického reaktoru 350°C stoupla přeměna methanolu na formaldehyd z 95 % na výstupu reaktoru s chlazenými stěnami na 99,3 % ve výstupu z adiabatického reaktoru, takže výtěžek formaldehydu byl 92,5 %. Pokles tlaku při použití monolitického katalyzátoru byl přibližně 4 kPa včetně poklesu tlaku přibližně 3 kPa v prázdném reaktorovém systému.

Příklad 9

V tomto příkladu byl podroben monolitický katalyzátor s přímými kanálky, popsány v příkladu 3 při simulovaném postupu parciální oxidace methanolu na formaldehyd zkouškám na výkonnost. Parciální oxidace methanolu byla prováděna ve čtyřech adiabatických vrstvách katalyzátoru, zapojených do serie za současného chlazení při vstřikování methanolu mezi vrstvy. Bylo užito $12\,500 \text{ Nm}^3/\text{h}$ plynu s obsahem 9,1 % objemových methanolu a 10 % objemových kyslíku, zbytek tvořil dusík. Tento plyn byl smísen a přiváděn rychlostí $336 \text{ Nm}^3/\text{h}$ při celkové rychlosti průtoku $12\,836 \text{ Nm}^3/\text{h}$ k první vrstvě katalyzátoru. Na výstupu z vrstev 1 a 2 bylo vždy přidáno dalších $336 \text{ Nm}^3/\text{h}$ plynu s obsahem methanolu před vstupem plynu do další vrstvy. Za výstupem z vrstvy 3 bylo přidáno dalších $247 \text{ Nm}^3/\text{h}$ plynu s obsahem methanolu před vstupem do vrstvy 4.

Teplota na vstupu do každé vrstvy katalyzátoru se upraví výměnou tepla na přibližně 250°C . Obsah účinného katalytického materiálu je uveden v následující tabulce 3 spolu s parametry celého postupu. Celková přeměna methanolu na výstupu z vrstvy 4 katalyzátoru byla 98,4 %.

T a b u l k a 3

vrstva kataly- zátoru	celkový průtok Nm^3/h na vstupu	% obj. methanolu v přidaném plynu	teplota $^{\circ}\text{C}$ na vstupu	katalyticky aktivní materiál kg
1	12 836	2,6	250	410
2	13 338	2,5	249	480
3	13 837	2,6	251	480
4	14 229	2,2	248	780

Při lineární rychlosti $0,27 \text{ Nm/s}$ při poklesu tlaku přibližně $5,8 \text{ kPa}$ je tento pokles propočítán při použití $8,5 \text{ m}^3$ katalyzátoru při sypné hustotě $0,27 \text{ g/cm}^3$.

Aby bylo možno dosáhnout přeměny methanolu $98,4 \%$, tak jak tomu bylo v případě pokusu s vrstvami monolitického katalyzátoru, bylo by nutno užít celkem $2,2 \text{ m}^3$ běžného drce-
ného katalyzátoru pro výrobu formaldehydu se středním průměrem částic $1,5 \text{ mm}$ a sypnou hustotou 1 g/cm^3 , což by způsobilo pokles tlaku při průchodu katalyzátorem přibližně sedmkrát vyšší a pokles by tedy měl při ekvivalentní lineární rychlosti hodnotu přibližně 42 kPa .

Vynález byl popsán v souvislosti s některými výhodnými provedeními, je však zřejmé, že by bylo možno navrhnout ještě další provedení a změny, které by rovněž spadaly do rozsahu vynálezu. Není tedy možno vynález omezit na jeho popsaná provedení.

Zastupuje:

PŘÍL. K	ÚŘAD PRO VYHLEDÁVÁNÍ A OBJEVY	055336	28. XI. 91
		boš	

1. Katalyzátor pro výrobu aldehydů přeměnou alkoholu na odpovídající aldehyd parciální oxidací alkoholu, přičemž katalyzátor je tvořen aktivním katalytickým materiálem ze směsných oxidů molybdenu a další složkou M, volenou z oxidů chromu, vanadu, hliníku, železa, wolframu, manganu a směsí těchto látek při molárním poměru $M_o : M$ v rozmezí 1 až 5, v y z n a č u j í c í s e t í m , že katalytický aktivní materiál je uložen na inertním nosiči s monolitickou strukturou.

2. Katalyzátor podle nároku 1, v y z n a č u j í c í s e t í m , že monolitický nosič obsahuje ve své struktuře přímé kanálky.

3. Katalyzátor podle nároku 1, v y z n a č u j í c í s e t í m , že monolitický nosič má příčně zvlněnou strukturu.

4. Katalyzátor podle nároku 2 nebo 3, v y z n a č u j í c í s e t í m , že monolitický nosič je tvořen vláknitým materiálem, bohatým na oxid křemičitý se středním průměrem vláken v rozmezí 50 až 250 mikrometrů a s průměrnou délkou vláken v rozmezí 2 až 30 mm.

5. Katalyzátor podle nároku 4, v y z n a č u j í c í s e t í m , že monolitický nosič je zesílen pojivem.

6. Katalyzátor podle nároků 1 až 5, v y z n a č u j í c í s e t í m , že obsahuje 1 až 90, s výhodou 80 až 90 % hmotnostních aktivního katalytického materiálu vztaženo na celkové množství aktivního materiálu, pojiva a monolitického nosiče.

7. Použití katalyzátoru podle kteréhokoliv z předchozích nároků k parciální oxidaci plynu s obsahem alkoholu na odpovídající aldehyd.

8. Použití podle nároku 7, v y z n a č u j í c í s e t í m , že plyn s obsahem alkoholu obsahuje methanol.

9. Použití podle nároku 8, v y z n a č u j í c í s e t í m , že alkohol tvoří 3 až 10 % objemových plynu s obsahem alkoholu.

10. Použití podle nároku 7, v y z n a č u j í c í s e t í m , že se parciální oxidace provádí v reaktoru s chlazenou stěnou.

11. Použití podle nároku 7, v y z n a č u j í c í s e t í m , že se parciální oxidace provádí v adiabatickém reaktoru.

12. Použití podle nároku 7, v y z n a č u j í c í s e t í m , že se parciální oxidace provádí v reaktoru s chlazenými stěnami a za ním zařazeném adiabatickém reaktoru.

13. Použití podle nároku 7 a 11 , v y z n a č u j í c í s e t í m , že se parciální oxidace provádí v alespoň dvou adiabatických reaktorech zařazených v serii.

14. Použití podle nároku 13, v y z n a č u j í c í s e t í m , že se mezi reaktory přidává další plyn s obsahem alkoholu.

Zastupuje: