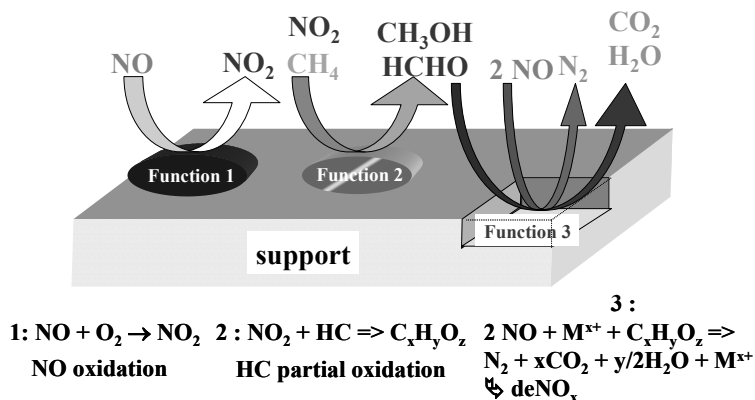


Procesele catalitice heterogene pentru probleme de mediu sunt probabil cele mai bune solutii la ora actuala datorita activitatii si selectivitatii crescute in indepartarea produsilor secundari nedoriti, cum ar fi poluantii atmosferici din gazele de esapament ale automobilelor. De-a lungul ultimelor decenii s-au definit deja mai multe seturi de standarde aplicate pentru diferite tipuri de automobile. Indiferent de sursa de alimentare a autovehiculelor (benzina, motorina sau combustibili alternativi) s-au impus limite similare ale emisiilor. Astfel de reduceri ale emisiilor pot fi atinse doar prin utilizarea de tehnologii de control care includ post-tratamentul avansat al gazelor de esapament, filtre catalitice pentru particule si absorberi de  $\text{NO}_x$  [1].

Prin urmare, implementarea viitoare a standardelor va implica noi solutii tehnice. De fapt, performantele sistemelor catalitice de post-tratament nu sunt optimizate pentru a indeplini cerintele standardelor care vor fi aplicate in viitorul apropiat (Euro 6), in special limitele joase de emisie a  $\text{NO}_x$  din motoarele diesel. Motoarele cu ardere bogata in oxigen reprezinta solutia cea mai atractiva solutie, combinand consumul redus cu emisiile reduse de  $\text{CO}_2$ , cunoscut ca o cauza pentru efectul de sera. Totusi, aplicabilitatea acestei tehnologii, din punct de vedere al mediului, implica minimizarea poluantilor atmosferici, in special emisiile de oxid de azot care reprezinta un dezavantaj important care nu are solutii practice disponibile comercial. Prin urmare, in timp ce CO si hidrocarburile nearse pot fi indepartate cu usurinta, reducerea simultana a  $\text{NO}_x$  si particulelor din gazele de esapament din motoarele diesel reprezinta o provocare. Tehnologia actuala cu trei cai care utilizeaza conditii apropiate de cele stoechiometrice nu va putea indeplini restrictiile viitoare in Europa, Statele Unite ale Americii sau Japonia.





**Figura 2.** Modelul de functionare a catalizatorului deNO<sub>x</sub> cu trei cai in prezenta metanului ca agent reductor [3].

In lumina celor spuse mai sus, principalul obiectiv al acestui proiect a fost prepararea, caracterizarea (raportate in prima etapa), si testarea in H<sub>2</sub>/CO-SCR si H<sub>2</sub>/HC-SCR a catalizatorilor Pt/Ce<sub>x</sub>Zr<sub>1-x</sub>O<sub>2</sub>.

Performantele catalitice au fost evaluate prin experimente la temperatura programata (TPD) in diferite conditii, in prezenta de H<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub>, C<sub>3</sub>H<sub>6</sub> sau CH<sub>4</sub>, gaz purtator utilizandu-se He. Reactantii si produsii de reactie s-au analizat utilizand un micro-cromatograf cu doua coloane Varian CP4900, fiecare atasata unui detector cu conductibilitate termica. NO, CO, N<sub>2</sub> si O<sub>2</sub> au fost separate pe o coloana cu sita moleculara 5 A, in timp ce N<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> si propena au fost separate pe o coloana Poropak Q. Conversia totala a NO<sub>x</sub> a fost verificata utilizand un analizor de chemiluminescenta Beckman 951A NO/NO<sub>x</sub>. Consumul total al H<sub>2</sub> s-a cuantificat utilizand un spectrometru Balzer Quadrupole Mass Spectrometer (Omnistar GSD 301).

Conversia totala X<sub>i</sub> a reactantului i (cu i = NO<sub>x</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>, CH<sub>4</sub>) a fost calculata in in concordanta cu urmatoarea ecuatie unde F<sub>i</sub> reprezinta debitul molar al reactantului i.

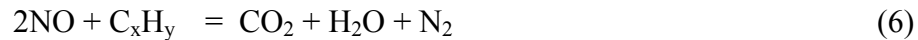
$$X_i = \frac{F_{i,0} - F_i}{F_{i,0}} \quad (1)$$

Conversia NO in  $N_2$  si  $N_2O$  ( $X_{NO,red}$ ) precum si selectivitatea catre producerea de azot  $S_{N_2}$  au fost calculate in conformitate cu ecuatiile (2) si respectiv (3):

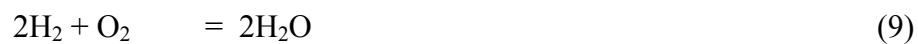
$$X_{NO,red} = X_{NO \rightarrow N_2} + X_{NO \rightarrow N_2O} = \frac{2F_{N_2} + 2F_{N_2O}}{F_{NO,0}} \quad (2)$$

$$S_{N_2} = \frac{r_{NO \rightarrow N_2}}{r_{NO \rightarrow N_2} + r_{NO \rightarrow N_2O}} = \frac{X_{NO \rightarrow N_2}}{X_{NO \rightarrow N_2} + X_{NO \rightarrow N_2O}} \quad (3)$$

Conform setului urmator de ecuatii, reactia tinta este reducerea NO la azot care este in competitie cu formarea produsilor secundari precum  $N_2O$ :



De obicei reactiile de oxidare in conditii de exces de hidrogen intra in competitie si pot afecta selectivitatea:

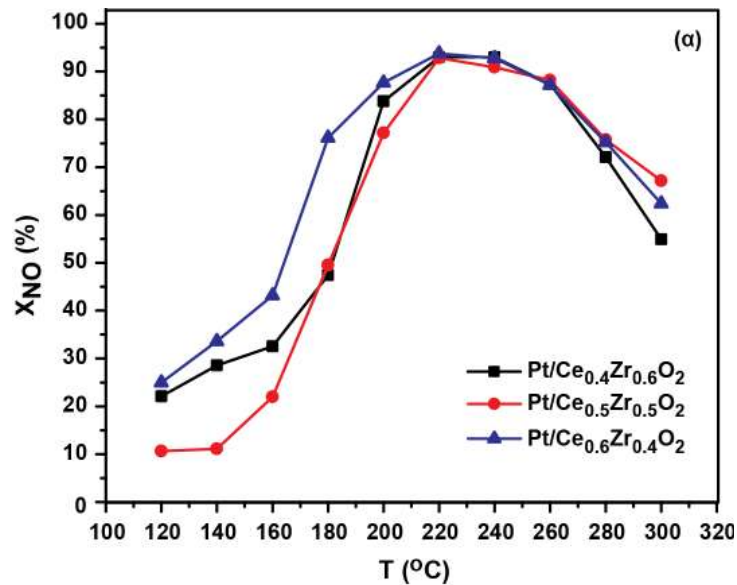




Oxidarea NO la NO<sub>2</sub>, care este favorizata termodinamic la temperaturi reduse, poate conduce la stabilizarea speciilor nitrat care pot induce o scadere semnificativa a activitatii la temperaturi reduse prin efectul de otravire. Procesele de reactie asociate cu descompunerea acestor specii si/sau interactia directa cu agentul de reducere pot cauza de asemenea interferente in timpul experimentelor la temperatura programata.

### 1. Teste in regim stationar (H<sub>2</sub>-SCR)

Au fost testati catalizatorii Pt/Ce<sub>0.4</sub>Zr<sub>0.6</sub>O<sub>2</sub>, Pt/Ce<sub>0.5</sub>Zr<sub>0.5</sub>O<sub>2</sub> si respectiv Pt/Ce<sub>0.6</sub>Zr<sub>0.4</sub>O<sub>2</sub> (0.1% Pt in greutate). Sistemul s-a alimentat constant cu un amestec 150 ppmNO/0.8%H<sub>2</sub>/2.5%O<sub>2</sub>/He (GHSV = 33,000 h<sup>-1</sup>).



**Figura 3.** Conversia NO in intervalul 120-320°C pentru cele trei tipuri de catalizatori investigati.

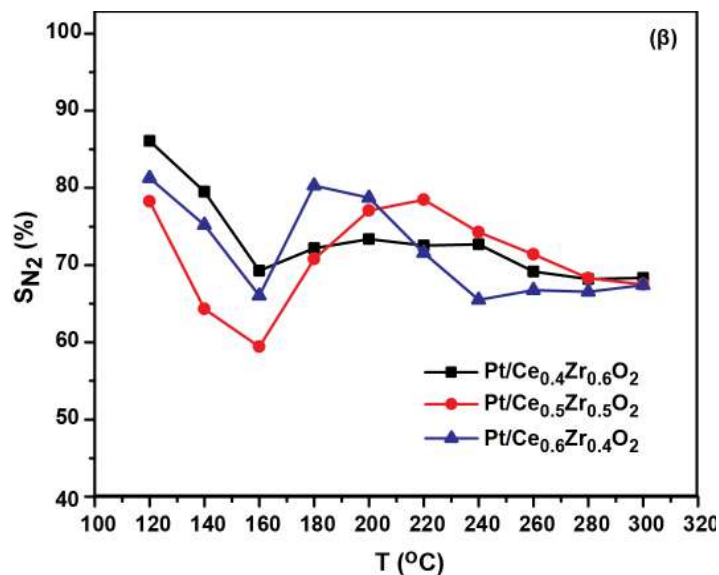
Dupa cum se observa in figura 3, in functie de temperatura, ordinea conversiei NO calculata conform ecuatiei 2 se modifica. Astfel, daca la temperaturi de pana la 220°C ordinea este Pt/Ce<sub>0.6</sub>Zr<sub>0.4</sub>O<sub>2</sub> > Pt/Ce<sub>0.4</sub>Zr<sub>0.6</sub>O<sub>2</sub> > Pt/Ce<sub>0.5</sub>Zr<sub>0.5</sub>O<sub>2</sub>, intre 220 si 260°C performantele catalizatorilor sunt apropiate cu conversii de aproximativ 95%, dupa 260°C ordinea se modifica

$Pt/Ce_{0.5}Zr_{0.5}O_2 > Pt/Ce_{0.6}Zr_{0.4}O_2 > Pt/Ce_{0.6}Zr_{0.4}O_2$  si care pare a corespunde cu variatia suprafetei specifice asa cum se observa din tabelul 1. In toate cazurile se observa o conversie care creste cu temperatura pana la aproximativ 220°C, cu un palier cu conversii aproximativ constante (85-95%) in intervalul 200-260°C dupa care aceasta scade atingandu-se 55-70% la temperatura de 320°C.

**Tabelul 1.** Proprietatile texturale ale catalizatorilor investigati.

<b>Proba</b>	<b>Suprafata specifica BET, m<sup>2</sup>/g</b>	<b>Dimensiunea medie a porilor, Å</b>
Pt/Ce <sub>0.4</sub> Zr <sub>0.6</sub> O <sub>2</sub>	90.11	34
Pt/Ce <sub>0.5</sub> Zr <sub>0.5</sub> O <sub>2</sub>	57.95	63
Pt/Ce <sub>0.6</sub> Zr <sub>0.4</sub> O <sub>2</sub>	86.16	62

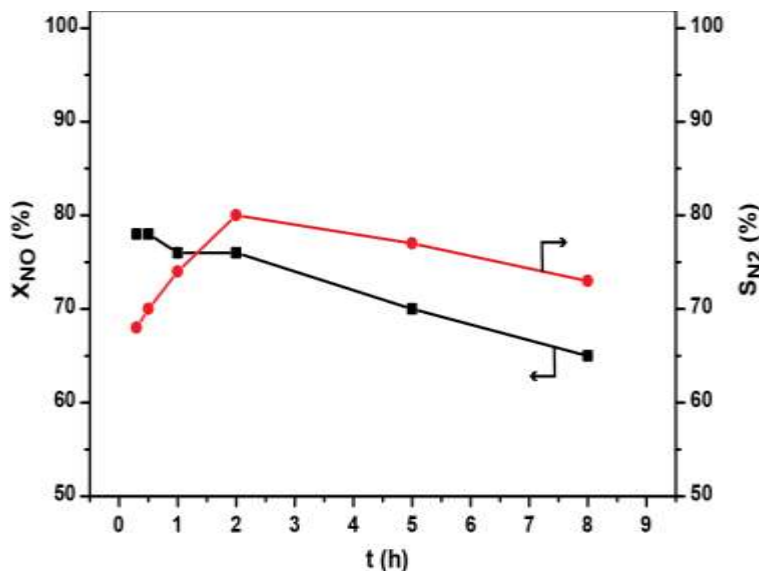
Selectivitatea la azot calculata conform ecuatiei 3 nu urmeaza aceeasi tendinta cu activitatea catalitica (figura 4). Daca la 120°C ordinea a fost  $Pt/Ce_{0.4}Zr_{0.6}O_2 > Pt/Ce_{0.6}Zr_{0.4}O_2 > Pt/Ce_{0.5}Zr_{0.5}O_2$  (si care respecta ordinea dimensiunii porilor in cei trei catalizatori), la 320°C in cele trei cazuri se inregistreaza o cantitate aproximativ egala de azot produsa, la diferite temperaturi inregistrandu-se valori diferite ale selectivitatii. In toate cazurile, selectivitatea maxima se inregistreaza la 120°C dupa care are loc o scadere a acesteia cu un minim la 160°C, urmata de un palier cu selectivitati apropiate de cea maxima in intervalul 180-240°C si o scadere dupa aceasta temperatura. Reactiile secundare intra in competitie cu reactia de reducere a NO la N<sub>2</sub>.



**Figura 4.** Selectivitatea la N<sub>2</sub> in intervalul 120-320°C pentru cele trei tipuri de catalizatori investigati.

Comparand datele de activitate si de selectivitate se poate trage concluzia ca in toate cazurile temperatura optima de reactie este aproximativ 200°C, la aceasta temperatura atingandu-se valori maxime de conversie si de selectivitate. Comparandu-se performantele celor trei catalizatori, se poate trage concluzia ca Pt/Ce<sub>0.6</sub>Zr<sub>0.4</sub>O<sub>2</sub> prezinta cele mai bune rezultate.

Catalizatorul Pt/Ce<sub>0.6</sub>Zr<sub>0.4</sub>O<sub>2</sub> care a prezentat activitatea cea mai ridicata la temperaturi scazute de pana la 220°C a fost testat pentru a se verifica stabilitatea acestuia la 180°C utilizand acelasi amestec gazos si aceeasi viteza volumara (figura 5). Dupa cum se observa, conversia NO scade in timp de la aproximativ 80% pana la 65% dupa 8 ore de reactie. Selectivitatea la azot creste de la aproximativ 70% dupa o jumatate de ora de reactie, atingand un maxim de aproximativ 80% dupa doua ore, dupa care are o scadere constanta atingand 75% dupa 8 ore de reactie. Se poate aprecia ca timpul optim de reactie este de doua ore, unde desi conversia NO este mai scazuta decat dupa o ora de reactie selectivitatea la N<sub>2</sub> este maxima, reactiile paralele fiind diminuate.



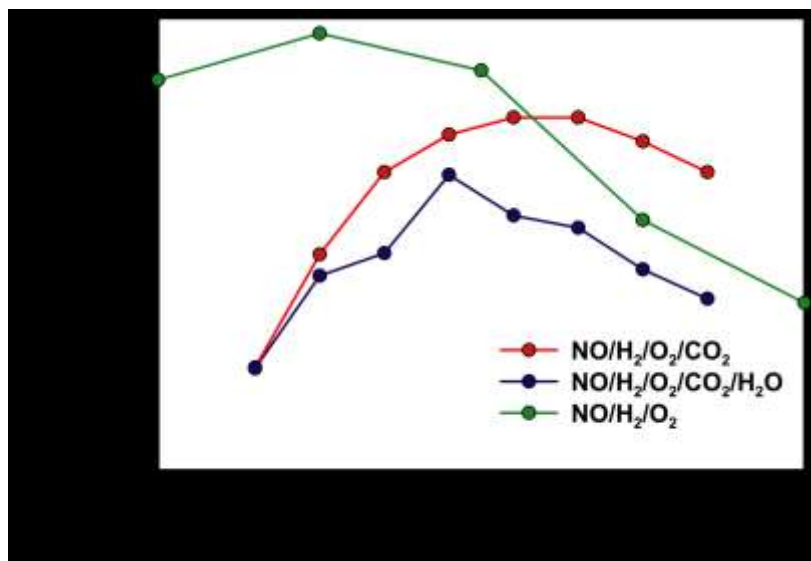
**Figura 5.** Conversia NO si selectivitatea la N<sub>2</sub> in timp pentru catalizatorul Pt/Ce<sub>0.6</sub>Zr<sub>0.4</sub>O<sub>2</sub> la 180°C.

Acelasi catalizator s-a testat si cu diferite compozitii ale gazului de alimentare a reactorului

- a) 150 ppmNO/0.8%H<sub>2</sub>/2.5%O<sub>2</sub>/He
- b) 150 ppmNO/0.8%H<sub>2</sub>/2.5%O<sub>2</sub>/10%CO<sub>2</sub>/He
- c) 150 ppmNO/0.8%H<sub>2</sub>/2.5%O<sub>2</sub>/10%CO<sub>2</sub>/10%H<sub>2</sub>O/He

Dupa cum se observa din figura 6, un gaz de alimentare care contine doar NO/H<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> conduce la o conversie maxima a NO pana la aproximativ 250°C; peste aceasta temperatura gazul care contine un amestec NO/H<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> conduce la o conversie mai ridicata a NO. Se observa ca prezenta apei in amestecul gazos nu este benefica, conversia NO in acest caz fiind mai scazuta.



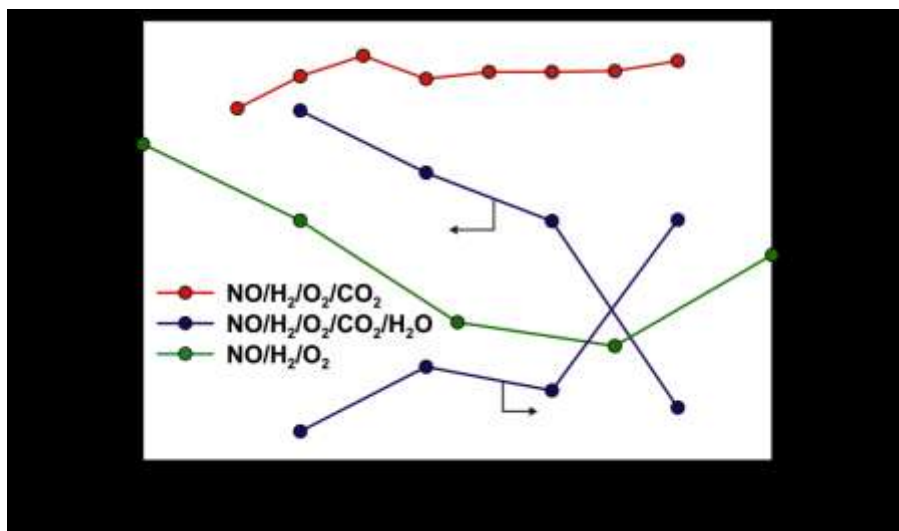


**Figura 6.** Conversia NO cu temperatura pentru catalizatorul  $Pt/Ce_{0,6}Zr_{0,4}O_2$  si diferite compozitii ale gazului de alimentare.

Selectivitatea la azot in cazul prezentei dioxidului de carbon in amestecul gazos este cea mai ridicata in tot intervalul de temperatura, cu valori de aproximativ 90%. Prezenta apei duce la o scadere a selectivitatii fata de fluxul gazos care contine doar  $CO_2$ , dar si in aceste conditii selectivitatea la azot este mai ridicata decat in cazul in care in fluxul gazos se introduc doar  $NO$ ,  $H_2$  si  $O_2$ . De asemenea, se observa ca in cazul prezentei apei majoritatea produsilor de reactie care contin N sunt  $N_2$  si  $NH_3$ , amoniacul predominand peste  $300^\circ C$ .

In concluzie, se poate spune ca prezenta  $CO_2$  si  $H_2O$  in fluxul gazos conduce la:

- Inhibarea conversiei NO la temperaturi sub  $250^\circ C$ ;
- Imbunatatirea selectivitatii la  $N_2$  in intervalul de temperatura  $200-300^\circ C$ .



**Figura 6.** Selectivitatea la  $N_2$  si  $NH_3$  cu temperatura pentru catalizatorul  $Pt/Ce_{0.6}Zr_{0.4}O_2$  si diferite compozitii ale gazului de alimentare

## 2. Teste in regim stationar ( $H_2/HC-SCR$ )

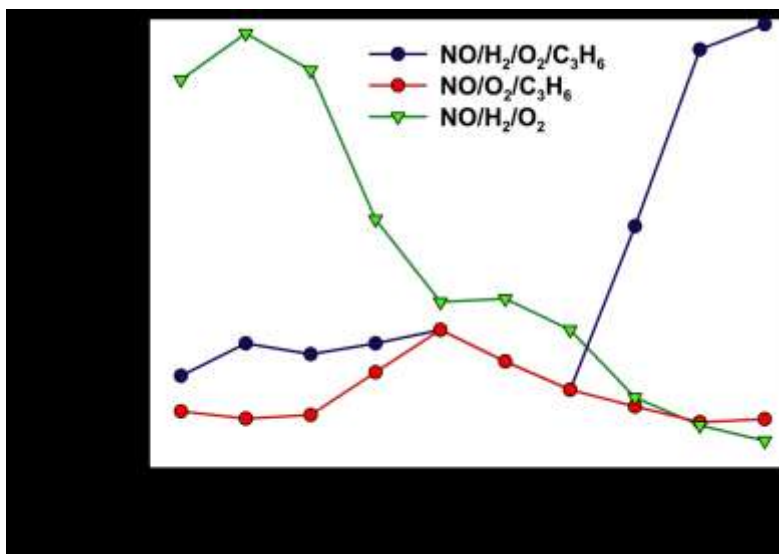
Catalizatorul  $Pt/Ce_{0.6}Zr_{0.4}O_2$  care a prezentat activitatea cea mai ridicata in  $H_2-SCR$  a fost testat si in Reducerea Catalitica Selectiva cu hidrocarburi a  $NO$  ( $C_3H_6$  si  $CH_4$ ).

Au fost utilizate mai multe compozitii ale gazului de alimentare a reactorului continand propena:

- 150 ppmNO/0.8% $H_2$ /2.5% $O_2$ /He
- 150 ppmNO/0.8% $H_2$ /2.5% $O_2$ /0.5% $C_3H_6$ /He
- 150 ppmNO/2.5% $O_2$ /0.5% $C_3H_6$ /He

Asa cum se observa din figura 7, pana la aproximativ  $250^\circ C$ , conversia  $NO$  este mult mai ridicata in cazul fluxului gazos care contine  $NO/H_2/O_2$  decat in cazul prezentei propenei, atingandu-se aproape 100% la  $200^\circ C$ . Dupa aceasta temperatura, conversia in cazul fluxului care nu contine hidrocarburi scade dramatic, in timp ce pentru amestecul  $NO/O_2/C_3H_6$  se atinge un maxim de aproximativ 30% la  $350^\circ C$ , iar pentru amestecul  $NO/H_2/O_2/C_3H_6$  conversia ramane constanta pana la aproximativ  $350^\circ C$ , dupa care scade usor atingand aproximativ 20% la  $450^\circ C$ .

dupa aceasta temperatura conversia in cazul acestui amestec gazos creste vertiginos atingand 100% la 600°C indicand o sinergie intre reactiile de reducere si de oxidare.

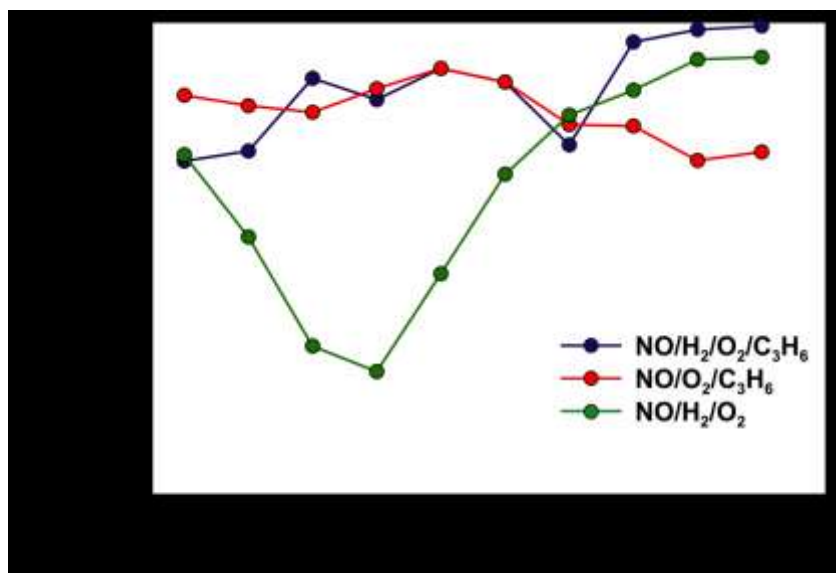


**Figura 7.** Conversia NO cu temperatura pentru catalizatorul Pt/Ce<sub>0.6</sub>Zr<sub>0.4</sub>O<sub>2</sub> si diferite compozitii ale gazului de alimentare continand C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>.

Selectivitatea la azot (figura 8) este ridicata pentru fluxurile gazoase continand propena pe tot intervalul de temperatura, atingandu-se 100% dupa 500°C in cazul NO/H<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>/C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>. In cazul alimentarii cu un flux gazos fara hidrocarburi se observa un minim de selectivitate in intervalul 250 - 300°C si care se poate asocia cu minimul de conversie si cu desfasurarea reactiilor paralele (9) – (11). Dupa aceasta temperatura selectivitatea la N<sub>2</sub> creste atingandu-se aproximativ 90% la 600°C. Aceasta comportare poate fi pusa pe seama produsilor de descompunere a propenei care sunt adsorbiti pe suprafata catalizatorului si care se desorb la temperaturi ridicate favorizand conversia NO.

In concluzie, se poate spune ca prezenta C<sub>3</sub>H<sub>6</sub> in fluxul gazos conduce la:

- Inhibarea conversiei NO la temperaturi sub 350°C;
- Imbunatatirea selectivitatii la N<sub>2</sub> peste 200°C;
- Un efect sinergic H<sub>2</sub>-C<sub>3</sub>H<sub>6</sub> peste 450°C.



**Figura 8.** Selectivitatea la N<sub>2</sub> cu temperatura pentru catalizatorul Pt/Ce<sub>0,6</sub>Zr<sub>0,4</sub>O<sub>2</sub> si diferite compozitii ale gazului de alimentare continand C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>.

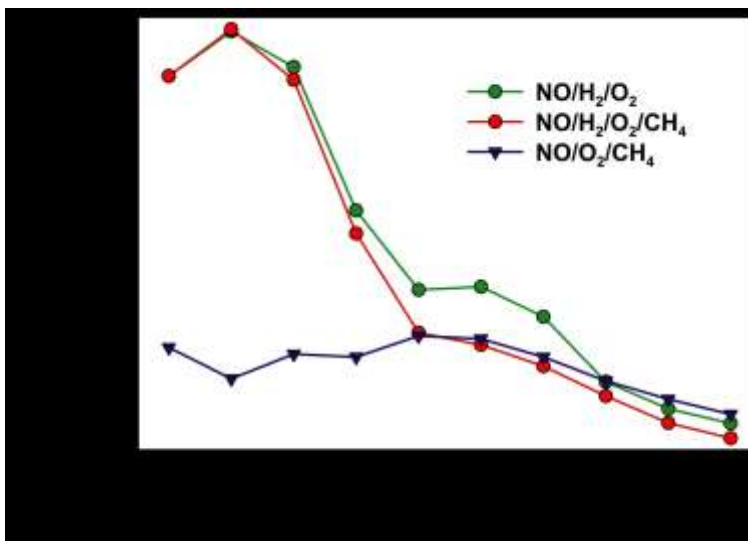
Acelasi catalizator s-a testat si utilizand fluxuri gazoase continand metan. Compozitia acestora a fost:

- 150 ppmNO/0.8%H<sub>2</sub>/2.5%O<sub>2</sub>/He
- 150 ppmNO/0.8%H<sub>2</sub>/2.5%O<sub>2</sub>/0.5%CH<sub>4</sub>/He
- 150 ppmNO/2.5%O<sub>2</sub>/0.5%CH<sub>4</sub>/He .

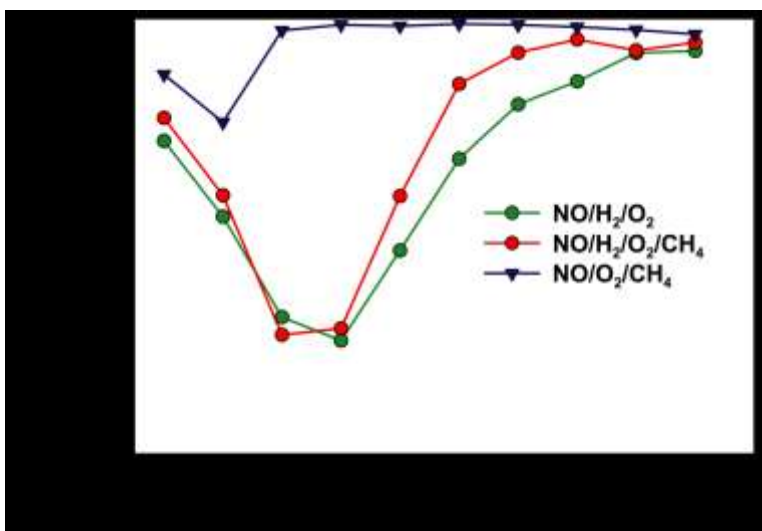
Dupa cum se observa din figura 9, prezenta hidrogenului in fluxul de gaz conduce la o trend asemanator al conversiei NO, cu un maxim la 200°C si apoi o scadere constanta a acesteia pana sub 10% la 600°C. In cazul fluxului gazos NO/O<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> conversia este aproximativ constanta pe tot intervalul de temperatura, scazand usor de la 25% la 150°C pana la aproximativ 10% la 600°C.

Selectivitatea la azot in cazul NO/O<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> este aproximativ constanta pe tot intervalul de temperatura cu un minim de aproximativ 80% la 200°C si valori de aproximativ 100% pe tot

intervalul 250 – 600°C. In cazul prezentei hidrogenului conversia prezinta un minim de aproximativ 30% in intervalul 250 – 300°C dupa care creste la aproximativ 90% dupa 550°C.



**Figura 9.** Conversia NO cu temperatura pentru catalizatorul Pt/Ce<sub>0.6</sub>Zr<sub>0.4</sub>O<sub>2</sub> si diferite compozitii ale gazului de alimentare continand CH<sub>4</sub>.



**Figura 10.** Selectivitatea la N<sub>2</sub> cu temperatura pentru catalizatorul Pt/Ce<sub>0.6</sub>Zr<sub>0.4</sub>O<sub>2</sub> si diferite compozitii ale gazului de alimentare continand CH<sub>4</sub>.

Comparand cu testele in care s-a utilizat propena ca agent de reducere, comportamentul diferit in cazul utilizarii metanului conduce la ideea unor cai de reactie diferite si pune din nou in

evidenta posibilitatea unui efect pozitiv al intermediarilor de descompunere a propenei asupra conversiei NO.

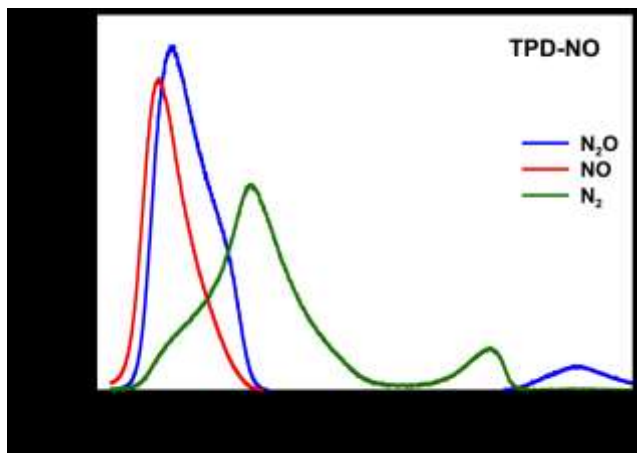
In concluzie, se poate spune ca:

- a) prezenta  $\text{CH}_4$  nu afecteaza conversia NO si selectivitatea la azot;
- d) absentia hidrogenului conduce la o scadere a conversiei NO in intervalul de temperatura 150 – 600°C.

### 3. Studii de reactivitate ale suprafetei prin metode tranzitorii

Pentru a se studia reactivitatea suprafetei si natura speciilor adsorbite pe aceasta s-au efectuat teste de desorbție la temperatura programata. Pentru aceste studii s-a utilizat catalizatorul  $0.1\text{wt}\%\text{Pt}/\text{Ce}_{0.5}\text{Zr}_{0.5}\text{O}_2$ .

A. Un amestec  $0.5\%\text{NO}/\text{O}_2/\text{He}$  a fost trecut timp de 30 de minute peste catalizator, la temperatura de 25 °C. Dupa acesta, s-a introdus He la 25°C timp de 5 minute pentru eliminarea speciilor fizisorbite pe suprafata, dupa care s-a efectuat experimentul TPD in curent de He.

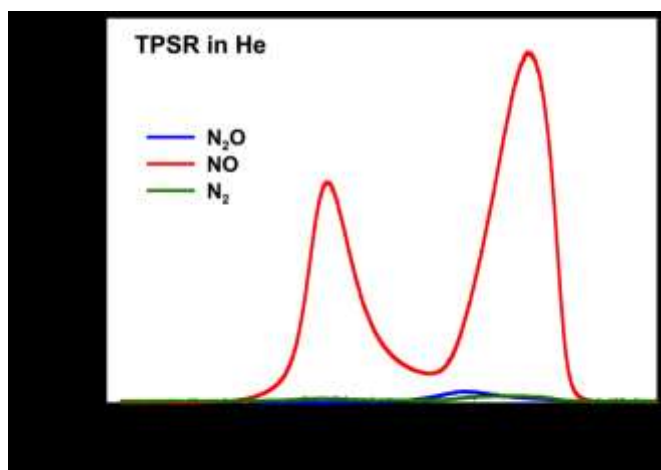


**Figura 11.** Experimentul TPD pentru catalizatorul  $\text{Pt}/\text{Ce}_{0.5}\text{Zr}_{0.5}\text{O}_2$ .

Asa cum se observa din figura 11, in absentia hidrogenului si la temperaturi sub 200°C, pe suprafata catalizatorului predomina NO netransformat si produsul de oxidare a NO adsorbit ( $\text{N}_2\text{O}$ ), produsul de reducere ( $\text{N}_2$ ) existand in cantitate mai mica. Intre 200 si 500°C nu are loc

decat reducerea la  $N_2$  a NO adsorbit pe suprafata (doua peak-uri care corespund la doua tipuri de centri activi de reducere), dupa aceasta temperatura degajandu-se doar  $N_2O$  si dovedind existenta a doua tipuri de centri activi de oxidare.

B. Un amestec 150ppm NO/0.8% $H_2$ /2.5% $O_2$ /He 0.5%NO/He a fost trecut timp de 30 de minute peste catalizator, la temperatura de 200°C. Sistemul s-a racit rapid la 25°C si catalizatorul s-a mentinut in flux de He timp de 5 minute la aceasta temperatura. Dupa aceasta s-a efectuat testul TPSR (Termo-Programmed Surface Reduction) in flux de He.

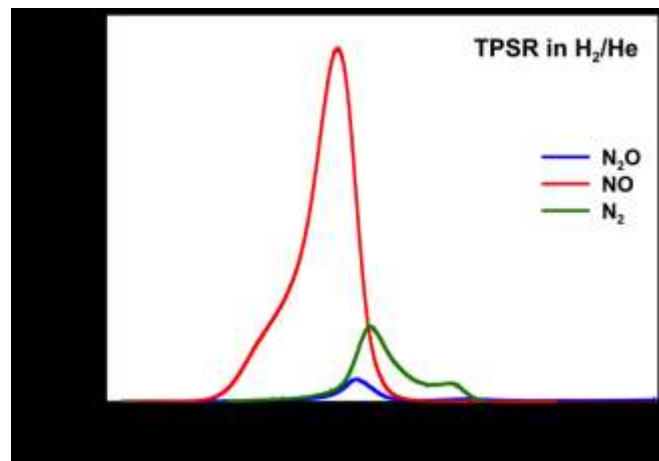


**Figura 12.** Experimentul TPD pentru catalizatorul  $Pt/Ce_{0.5}Zr_{0.5}O_2$ .

In cazul introducerii hidrogenului in fluxul de reactie, distributia speciilor adsorbite pe suprafata catalizatorilor este complet diferita, desorbtiile lor avand loc la diferite temperaturi. Astfel, din figura 12 se poate observa faptul ca NO netransformat se desoarbe in doua trepte la temperatura de 250°C, si respectiv 450°C, subliniind inca o data existenta a doua tipuri de centri pe suprafata catalizatorului  $Pt/Ce_{0.5}Zr_{0.5}O_2$ .

Din pacate prin aceasta tehnica nu s-a reusit punerea in evidenta a produsilor de reactie, poate datorita faptului ca viteza de desorbtiie a acestora este foarte mare in cazul utilizarii hidrogenului in flux. Din figura 7, observam ca in prezenta hidrogenului se obtin conversii ridicate de aproape 100%, la numai 200 °C, dupa aceasta temperatura conversia scazand brusc atingand valori de aproximativ 20% la 450 °C, acest lucru fiind in concordanta cu profilul TPD-ului din figura 12, unde dupa 250 °C se inregistreaza doar desorbtiia NO, prezenta hidrogenului determinand o adsorbtiie puternica a NO pe suprafata catalizatorului.

C. Un amestec 150ppm NO/0.8% $H_2$ /2.5% $O_2$ /He 0.5%NO/He a fost trecut timp de 30 de minute peste catalizator, la temperatura de 200 °C. Sistemul s-a racit rapid la 25°C si catalizatorul s-a mentinut in flux de He timp de 5 minute la aceasta temperatura. Dupa aceasta s-a efectuat testul TPSR (Termo-Programmed Surface Reduction) in flux de 0.8% $H_2$ /He .



**Figura 13.** Experimentul TPSR in flux de  $H_2$  pentru catalizatorul  $Pt/Ce_{0.5}Zr_{0.5}O_2$ .

In acest caz observam ca existenta hidrogenului in fluxul de purjare al suprafetei produce o schimbare majora a temperaturii de desorbtie a NO netransformat, acesta avand loc in domeniul 150-300°C. Din nou la temperatura de 200°C nu sunt evidentiate desorbtii ale produsilor de reactie, desi din graficul activitatii catalitice (figura 7) reiese ca la aceasta temperatura conversia este maxima, indicand o viteza foarte mare de desorbtie.



**Tabelul 1.** Cantitatile de produși cu azot calculate în cazul fiecărui experiment

Experiment	NO ( $\mu\text{mol.g}^{-1}$ )	N <sub>2</sub> ( $\mu\text{mol.g}^{-1}$ )	N <sub>2</sub> O ( $\mu\text{mol.g}^{-1}$ )	Cantitate totală de specii care conțin Azot ( $\mu\text{mol.g}^{-1}$ )
A	14.2	19.0	20.5	93.1 (23.6)*
B	65.2	2.8	2.1	75.0 (19.0)*
C	54.8	10.5	3.2	82.3 (20.8)* (6.9)**

\*monstraturi pe suprafața Pt

\*\* monstraturi de specii NO<sub>x</sub> active ( $2x\text{N}_2 + 2x\text{N}_2\text{O}$ ).

### Bibliografie

[1] <http://www.dieselnet.com/standards/us/nonroad.php>

[2] Centi, G.; Perathoner, S. *Stud. Surf. Sci. Catal.* **2007**, *171*, 1

[3] Djéga-Mariadassou, G.; Berger, M.; Gorce, O.; Park, J. W.; Pernot, H.; Potvin, C.; Thomas, C.; Da Costa, P. *Stud. Surf. Sci. Catal.* **2007**, *171*, 145.

Director de proiect,

Prof. Vasile Parvulescu