



# AZƏRBAYCAN RESPUBLİKASININ PREZİDENTİ YANINDA ELMİN İNKİŞAFI FONDU

Azərbaycan Respublikasının Prezidenti yanında  
Elmin İnkişafı Fondunun 2014-cü ilin əsas qrant müsabiqəsi  
çərçivəsində təqdim olunmuş kompleks elmi-tədqiqat  
proqramlarının (EIF-2014-9(24)-KETPL) qalibi olmuş  
layihənin yerinə yetirilməsi üzrə

## YEKUN ELMİ-TEXNİKİ HESABAT

Layihənin adı: **Katalitik krekinq qazlarının tərkibində olan C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub> karbohidrogenlərinin maye məhsullara çevrilməsi texnologiyasının işlənilib hazırlanması**

Layihə rəhbərinin soyadı, adı və atasının adı: **Qasimov Azər Əli Bala oğlu**

Qrantın məbləği: **100 000 manat**

Layihənin nömrəsi: **EIF-KETPL-2-2015-1(25)-56/21/4-M-15**

Müqavilənin imzalanma tarixi: **13 yanvar 2017-ci il**

Qrant layihəsinin yerinə yetirilmə müddəti: **12 ay**

Layihənin icra müddəti (başlama və bitmə tarixi): **01 fevral 2017-ci il – 01 fevral 2018-ci il**

**Diqqət! Bütün məlumatlar 12 ölçülü Arial şrifti ilə, 1 intervalla doldurulmalıdır**

**Diqqət! Uyğun məlumat olmadığı təqdirdə müvafiq bölmə boş buraxılır**

Hesabatda aşağıdakı məsələlər işıqlandırılmalıdır:

<b>1</b>	<p>Layihənin həyata keçirilməsi üzrə yerinə yetirilmiş işlər, istifadə olunmuş üsul və yanaşmalar</p> <p>C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub> qazlarının maye məhsullara çevrilməsi məqsədi ilə iki pilləli reaktorlu laborator qurğu yığılmışdır. Birinci reaktorda alkiləşmə, ikinci reaktorda isə dehidrogenləşmə prosesi aparılmışdır. Alkiləşmə prosesində çevrilməyən parafin karbohidrogenləri maye məhsulların çıxımını artırmaq məqsədi ilə dehidrogenləşmə reaktoruna verilmiş və alınan olefin karbohidrogenləri yenidən alkiləşmə reaktoruna qaytarılmışdır. Alkiləşmə prosesinin aparılması üçün H-ZSM-5 markalı seoliddən, parafin karbohidrogenlərinin dehidrogenləşməsi prosesinin aparılması üçün isə γAl<sub>2</sub>O<sub>3</sub> üzərinə hopdurulmuş Co, Ni nanohissəciklərindən istifadə olunmuşdur.</p> <ol style="list-style-type: none"><li>Olefin tərkibli qazlardan yüksək oktanlı benzin komponenti almaq məqsədi ilə laboratoriya qurğusu yığılaraq montaj edilmişdir.</li><li>Prosesin aparılması üçün axınlı tipli katalitik reaktor seçilərək qurğuya montaj edilmişdir.</li><li>Əvvəlki tədqiqatlarda müəyyən edilmişdir ki, Ni, Co, Cr ilə modifikasiya olunmuş OMNIKAT-210P seolittərkibli sənaye katalizatorunun iştirakı ilə alkiləşmə prosesinin aparılması reaksiyanın maye məhsullarının çıxımını 77-82% qədər artırmağa imkan verir. Reduksiya olunmuş metalların</li></ol>
----------	-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

alınması üçün katalizator dərin vakuuma məruz edilmişdir ( $P_{qalıq}=10-15$  mm Hg).

Cari tədqiqatlarda metalların daşıyıcı üzərinə hopdurulması metodu ilə katalizatorun hazırlanması üçün istifadə olunan Ni, Co metallarının reduksiyası çoxatomlu spirt (etilenqlikol) mühitində aparılmışdır.

Reduksiya temperaturu  $\sim 160^{\circ}\text{C}$  təşkil etmişdir. Bu məqsədlə ilkin məhsul kimi metalların duzlarından istifadə olunmuşdur. Reduksiya prosesinin aparılması üçün laborator qurğu yığılmışdır.

4. Prosesin optimal parametrlərinin müəyyən edilməsi məqsədi ilə xammalın həcmi sürəti  $100-400\text{s}^{-1}$  və temperatur  $250-450^{\circ}\text{C}$  intervalda dəyişdirilərək proses tədqiq edilmişdir, alınan maye məhsulların çıxımı və karbohidrogen tərkibindən asılı olaraq proses üçün optimal həcmi sürət və temperatur seçilmişdir.

5. Prosesin seçilmiş optimal temperatur və xammal verilməsinin optimal həcmi sürətində katalizatorun aktivliyi və selektivliyi öyrənilmişdir.

6. Reaksiyadan alınan qazların və maye məhsulların tərkibləri xromatoqrafik üsulla təyin edilmişdir.

Katalitik krekinq qazlarının çevrilməsi zamanı alınan kontakt qazın və maye məhsulların tərkibləri xromatoqrafik üsulla təyin edilmişdir.

### **Təcrübənin metodikası**

AMEA Neft Kimya Prosesləri İnstitutunda Ni, Co, Cr-la modifikasiya olunmuş Omnikat-210P seolittərkibli katalizatoru üzərində katalitik krekinq qazlarından yüksəkoktanlı benzin komponentinin alınması sahəsində tədqiqatlar aparılmışdır. Aparılmış tədqiqatlar nəticəsində müəyyən olunmuşdur ki, reaksiyanın maye məhsullarının ən yüksək çıxımı izobutanın butilenlərə nisbətinin 0,8-ə bərabər olduğu halda əldə olunur. Buradan belə bir nəticəyə gəlmək olar ki, ilkin xammalda olefinlərin miqdarı nə qədər çox olarsa reaksiyanın maye məhsullarının çıxımı bir o qədər çox olur. Belə ki, bu zaman alkiləşmə reaksiyası ilə yanaşı dimerləşmə reaksiyası da baş verir. Aparılmış tədqiqatların nəticələrinə əsasən xammalda olan olefin karbohidrogenlərinin miqdarını artırmaq məqsədi ilə ikipilləli proses təqdim olunmuşdur ki, birinci pillədə alkiləşmə prosesi, ikinci pillədə isə dehidrogenləşmə prosesi aparılır.

Aparılan tədqiqatların məqsədi katalitik krekinq qazlarının tərkibindəki karbohidrogenlərdən maye məhsulların alınmasıdır. Reaksiyanın maye məhsulları parafin karbohidrogenlərinin olefinlərlə alkiləşməsi yolu ilə alınır.

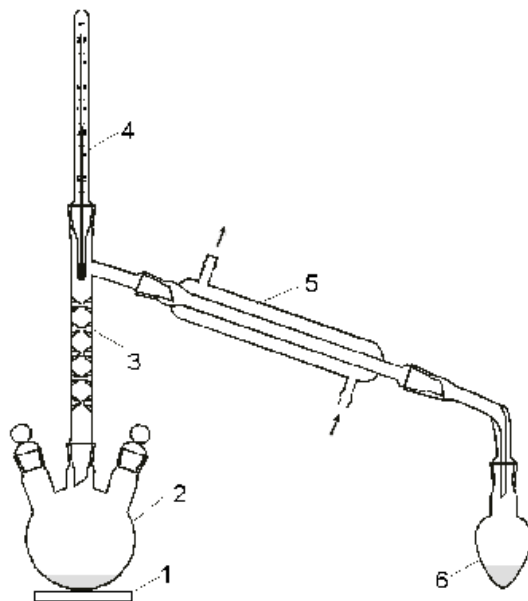
Qeyd etmək lazımdır ki, reaksiyanın maye məhsullarının çıxımını artırmaq məqsədi ilə reaksiya zonasında olefin karbohidrogenlərinin həcmi artırmaq lazımdır. Bu, parafin karbohidrogenlərini dehidrogenləşməyə məruz etməklə alınmış olefin karbohidrogenlərini alkiləşmə reaktoruna qaytarmaqla mümkündür ki, burada xammalın tərkibində olan parafin karbohidrogenləri xammalın tərkibindəki olefin karbohidrogenləri və Ni, Co metalları ilə modifikasiya olunmuş  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  katalizatoru yüklənmiş reaktorda alınan olefin karbohidrogenləri ilə alkiləşmə reaksiyasına məruz qalır.

### **Katalizatorun hazırlanması**

Təqdim olunan işdə katalitik krekinq qazlarından maye məhsulların alınması üçün iki proses həyata keçirilir:  $\text{C}_3\text{-C}_4$  parafin karbohidrogenlərinin uyğun olefinlərlə alkiləşməsi və  $\text{C}_3\text{-C}_4$  parafin karbohidrogenlərinin dehidrogenləşməsi. Alkiləşmə prosesinin aparılması üçün ZSM-5 seolitindən istifadə olunub. Dehidrogenləşmə prosesinin aparılması üçün katalizatorun hazırlanması Ni, Co nanohissəciklərinin  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  daşıyıcısı üzərinə hopdurulmasına əsaslanmışdır.

Bu məqsədlə Ni və Co nanohissəciklərinin hazırlanması prosesi işlənilib hazırlanmışdır. Nanohissəciklərin hazırlanma metodikası Koreya Sənaye Texnologiyası İnstitutunda yerinə yetirilmiş işlərdən götürülmüşdür. Bu metodikaya əsasən götürülən etilenqlikol  $160^{\circ}\text{C}$

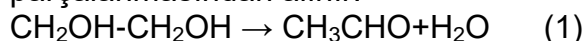
temperaturda parçalanaraq aldehid ( $\text{CH}_3\text{CHO}$ ) əmələ gətirir. Aldehid isə öz növbəsində metal oksidlərini metala qədər reduksiya edir. Əlavə məhsul kimi diketon ( $\text{CH}_3\text{COCOCH}_3$ ) alınır. Ni və Co metallarının oksidlərinin  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  daşıyıcısı üzərinə hopdurulması əks soyuduculu kolbada həyata keçirilmişdir. Qurğunun sxemi şəkil 1-də göstərilmişdir.



Şəkil 1. Nanohissəciklərin alınması üçün qurğunun sxemi  
1-kolbaqızdırıcı, 2-üçboğazlı kolba, 3-rektifikasiya kolonu, 4-termometr, 5-soyuducu, 6- tutum

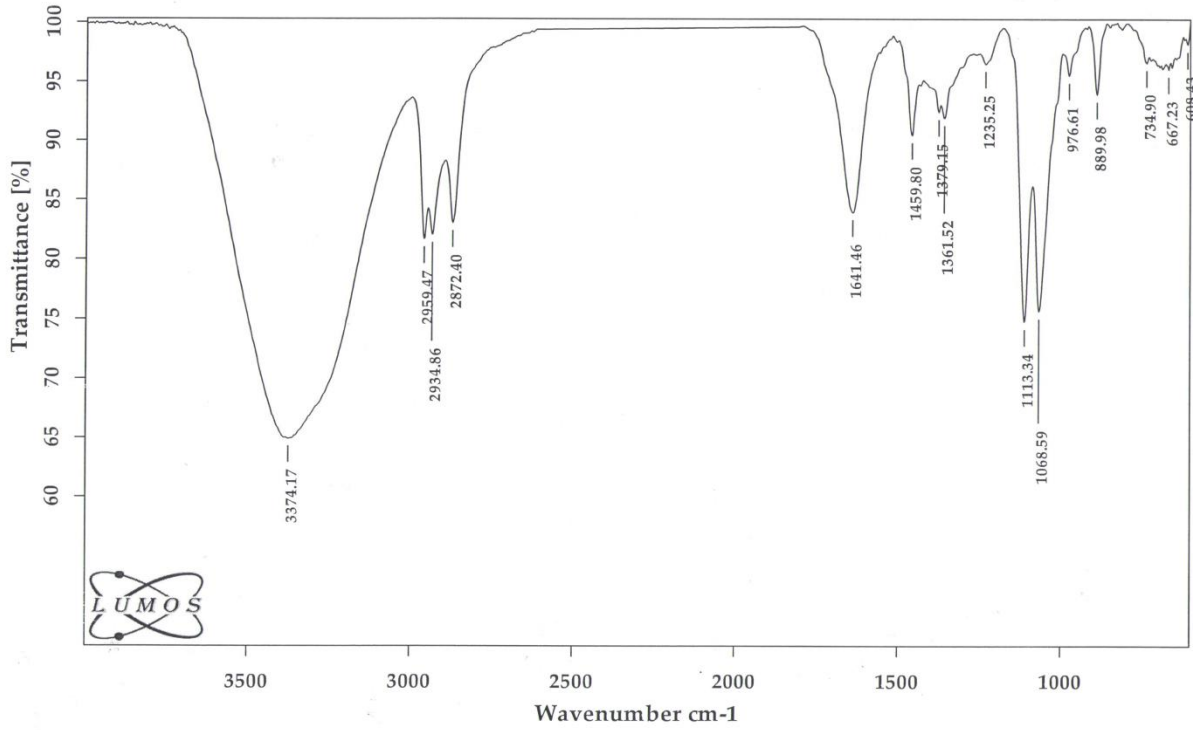
Kolbaya (2) hissəciklərinin ölçüsü 0.25 mm-ə qədər olan, xıradalanmış 33 q ( $46.5\text{sm}^3$ )  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  yüklənmişdir. 0.25 mm-ə qədər xıradalanmış  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ -ün tökmə sıxlığı 0,7105 təşkil edir. Katalizator dənəciklərinin xıradalanması 8 saat müddətində PM100 dəyirmanında həyata keçirilmişdir.

Bu üsulla hazırlanmış  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  daşıyıcısının üzərinə 2,025 q və 2,625 q miqdarında nitratlar  $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \times 6\text{H}_2\text{O}$  и  $\text{Co}(\text{NO}_3)_2 \times 6\text{H}_2\text{O}$  əlavə olunmuşdur. Nitratların miqdarı Ni və Co metallarının  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ -ə 7.5% nisbətində görə hesablanmışdır.  $160^\circ\text{C}$ -də  $\text{CH}_3\text{CHO}$  və  $\text{H}_2\text{O}$  əmələ gəlir. Burada su həm Ni və Co-ın nitrat duzlarının parçalanmasından, eyni zamanda etilenqlikolin parçalanmasından alınır.

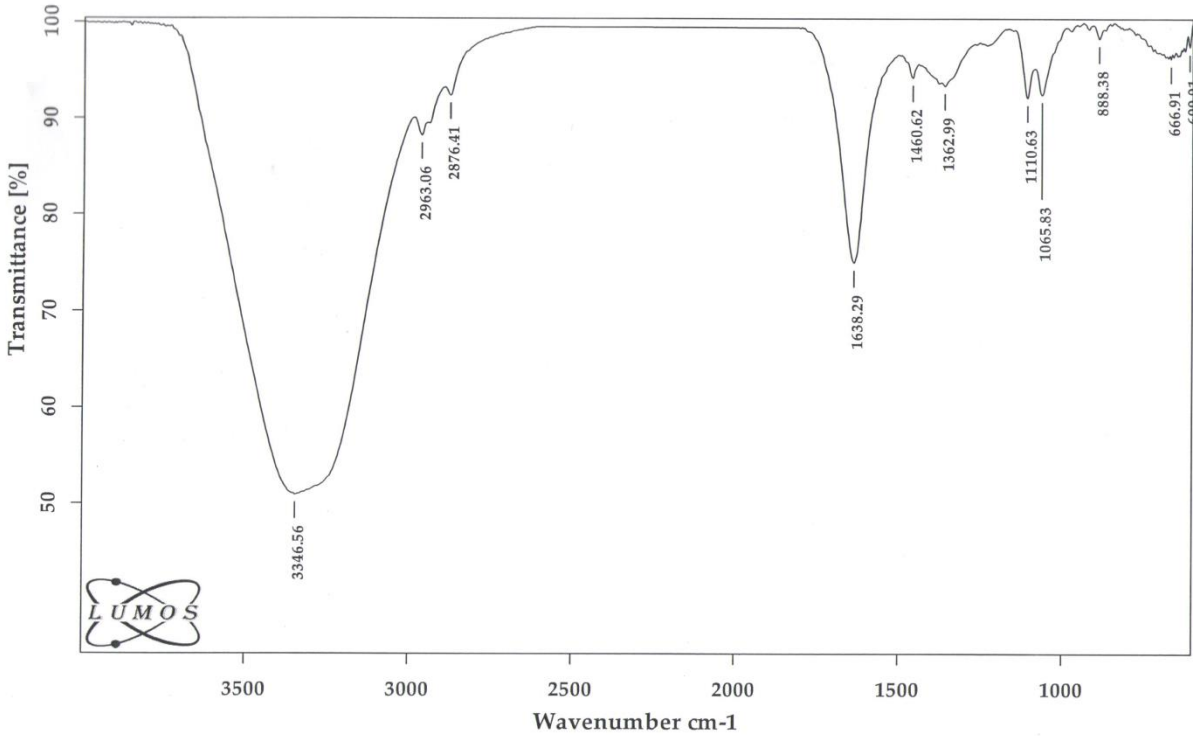


Cədvəl 1-də reaksiyada alınmış duzun miqdarı verilmişdir ( $G_1^{\text{H}_2\text{O}}$ ). Cədvəldən göründüyü kimi Ni və Co nitrat duzlarının ( $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \times 6\text{H}_2\text{O}$  və  $\text{Co}(\text{NO}_3)_2 \times 6\text{H}_2\text{O}$ )parçalanması suyun alınması ilə müşayiət olunur ( $G_3^{\text{H}_2\text{O}}$ ). Qalıq miqdar isə etilen qlikolin parçalanmasından alınmış suyu göstərir ( $G_2^{\text{H}_2\text{O}}$ ). Qeyd etmək lazımdır ki, reaksiya məhsullarında asetaldehid müşahidə olunmamışdır ki, bu da asetaldehidin qaynama temperaturunun  $20,1^\circ\text{C}$  olması ilə əlaqədardır. Həmçinin diketonlar da reaksiya məhsullarında tapılmamışdır. Bu, onların da qaynama temperaturunun aşağı -  $88\text{-}89^\circ\text{C}$  olması ilə izah edilir.

Şəkil 2 və 3-də verilmiş udma zolaqlarındakı piklərin intensivliklərini müqayisə etsək görərik ki, alınan məhsulda OH qruplarının miqdarı ilkin etilenqlikolinin tərkibindəkinə nəzərən daha çoxdur (Şəkil 3).



Şəkil 2. İlk etilenqlikolun tərkibində suyun miqdarı



Şəkil 3. Etilenqlikolun çevrilməsi reaksiyası məhsullarının tərkibində suyun miqdarı

Nümunələrin İQ spektrləri LUMOS İQ-Furye mikroskop-spektrometrində (BRUKER, Almaniya)  $600-4000 \text{ sm}^{-1}$  dalğa ədədi diapazonunda çəkilmişdir.

Nümunələrin İQ spektrlərində aşağıdakı udma zolaqları müşahidə olunmuşdur:

- Parafin karbohidrogenlərinin  $-\text{CH}_3$  və  $-\text{CH}_2$  qruplarındakı C-H rabitələrinin deformasiya ( $1362, 1460 \text{ sm}^{-1}$ ) və valent ( $2876, 2963 \text{ sm}^{-1}$ ) rəqsləri;
- Spirtlərin C-O rabitələrinin valent ( $1065, 1110 \text{ sm}^{-1}$ ) rəqsləri;

- Suyun O-H rabitəsinin deformasiya ( $1638 \text{ sm}^{-1}$ ) və valent ( $3346 \text{ sm}^{-1}$ ) rəqsləri;
- C-Cl rabitəsinin valent ( $609,666 \text{ sm}^{-1}$ ) rəqsləri.

#### Su fazasının üzərindəki layda olan birləşmələr

Fazanın İQ spektrində aşağıda göstərilmiş udma zolaqları müşahidə olunmuşdur:

- Parafin karbohidrogenlərinin  $\text{CH}_3$ - və  $\text{CH}_2$ -qruplarındakı C-H rabitələrinin deformasiya ( $734, 1361, 1379, 1459 \text{ sm}^{-1}$ ) və valent ( $2872, 2934, 2959 \text{ sm}^{-1}$ ) rəqsləri;
- Spirtlərin C-O rabitələrinin valent ( $1068, 1113 \text{ sm}^{-1}$ ) rəqsləri;
- Suyun O-H rabitəsinin deformasiya ( $1641 \text{ sm}^{-1}$ ) və valent ( $3346 \text{ sm}^{-1}$ ) rəqsləri;
- C-Cl rabitəsinin valent ( $608,667 \text{ sm}^{-1}$ ) rəqsləri.

Hər iki nümunənin İQ spektrlərinin müqayisəsindən belə bir nəticəyə gəlmək olur ki, onlar praktiki olaraq identikdirlər. Onu da qeyd etmək lazımdır ki, C-H və C-O rabitələrinə cavabdeh olan udma zolaqlarının intensivlikləri ikinci nümunədə daha yüksəkdir.

Cədvəl 1. Bəzi udma zolaqlarının optiki sıxlığı

Nümunənin adı	$D_{1065}$	$D_{1100}$	$D_{1362}$	$D_{1379}$	$D_{1460}$	$D_{2876}$	$D_{2934}$	$D_{2963}$
Suda məhlulu	0,034	0,035	0,030	-	0,025	0,034	-	0,054
Su ilə birləşmələri	0,121	0,126	0,037	0,034	0,044	0,081	0,086	0,088

Etilenqlikolun çevrilməsindən asetaldehid  $\text{CH}_3\text{CHO}$  alınır ki, o da novbəti mərhələdə Ni və Co oksidlərini uyğun metala qədər reduksiya edir və diasetil alınır. Bu üsulla alınmış metallar və metal oksidlərinin  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  ilə qarışıqlarında onların miqdarlarının təyininədən sonra onları distillə olunmuş su ilə durulaşdırılır və buxarlandırmaq və pastaşəkilli hala gətirmək üçün sobaya yerləşdirilir. Sonra dənəvər və yaxud tablet şəklinə salınır, mufel sobasına yerləşdirilir və  $450\text{-}500^\circ\text{C}$  temperaturda 8 saat müddətində közərdilir.

Cədvəl 2- Katalizatorun tərkibi

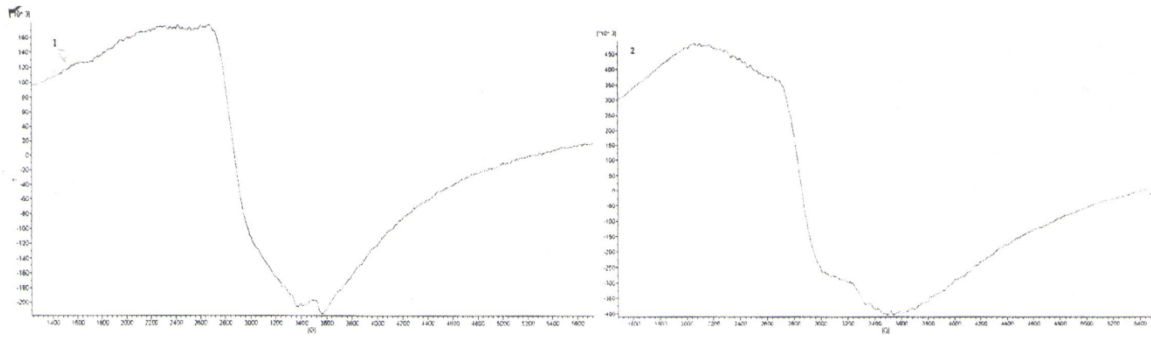
Katalizatorun hazırlanması üçün götürülən komponentlərin miqdarı												
Komponentlər	$\gamma \text{Al}_2\text{O}_3$		$\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \times 6\text{H}_2\text{O}$		NiO	Ni	$\text{H}_2\text{O}$	$\text{Co}(\text{NO}_3)_2 \times 6\text{H}_2\text{O}$		CoO	Co	$\text{H}_2\text{O}$
Simvollar	V, $\text{cm}^3$	G	M	G	G	G	G	M	G	G	G	G
Miqdar, q	38	2 7	290, 8	1 0	2,57 6	2,02 5	3,72 5	291,0 3	1 0	2,57 3	2,02 5	3,71 1

Ni və Co nanohissəciklərinin hopdurulmasından sonra katalizatorun miqdarı - 34,34 q

Qeyd etmək lazımdır ki, nanohissəciklər çox qeyri-stabildirlər və nikel və kobalt oksidə qədər tez oksidləşirlər. Nanohissəciklərin varlığını reaksiya zonasında, katalizatoru reaktordan boşaltmadan təyin etmək lazımdır ki, bu da katalizatorun havanın oksigeni ilə kontaktda olmasının qarşısını alacaq. Tərəfimizdən hazırlanmış katalizatoru reaktordan boşaltdıqdan sonra onu  $600\text{-}620^\circ\text{C}$  temperaturda 30-40 dəqiqə hidrogenlə reduksiya edilir.

Atmosfer şəraitində qurudulmuş  $\gamma\text{Al}_2\text{O}_3\text{+Ni+Co}$ , vakuum şəraitində qurudulmuş  $\gamma\text{Al}_2\text{O}_3\text{+Ni+Co}$ , 15dB vakuum şəraitində qurudulmuş  $\gamma\text{Al}_2\text{O}_3\text{+Ni+Co}$  katalizatorların paramaqnit təbiəti öyrənilmişdir. Tədqiq olunan katalizatorların EPR spektrləri iki xəttən ibarətdir:  $\Delta H_{\text{en}} = 140 \text{ mTI}$ ,

$g=3,2$  ;  $\Delta H_{en} = 80$  mTl,  $g=2,1$ . Bu spektrlər, müvafiq olaraq, Ni və Co ionlarına məxsusdur. Katalizatorlar vakuumda qurudulduqdan sonra Co ionunun EPR xətti xeyli azalır. 15 dB-də qurudulan katalizatorda EPR xətlərində dəyişiklik müşahidə olmur.



Şəkil. 4. Atmosfer təzyiqində və vakuum şəraitində közdərlmiş Ni və Co nanohissəcikləri ilə modifikasiya olunmuş  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  əsasında hazırlanmış katalizatorun EPR spektrləri

### Xammalın tərkibi

Xammal kimi katalitik krekin qazlarından istifadə olunmuşdur. Aşağıda katalitik krekin qazlarının tərkibinin nümunəsi göstərilmişdir

Cədvəl 3 – Katalitik krekin qazlarının tərkibi.

Xammalın tərkibi, % küt.	
$\Sigma\text{C}_2$	0,17
$\text{C}_3\text{H}_6$	31,1
$\text{C}_3\text{H}_8$	23,0
$\Sigma\text{C}_4\text{H}_8$	14,6
n- $\text{C}_4\text{H}_{10}$	4,43
i- $\text{C}_4\text{H}_{10}$	26,1
$\Sigma\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,6

### Katalitik krekin qazlarından maye məhsulların alınmasının prinsipial texnoloji sxeminin izahı

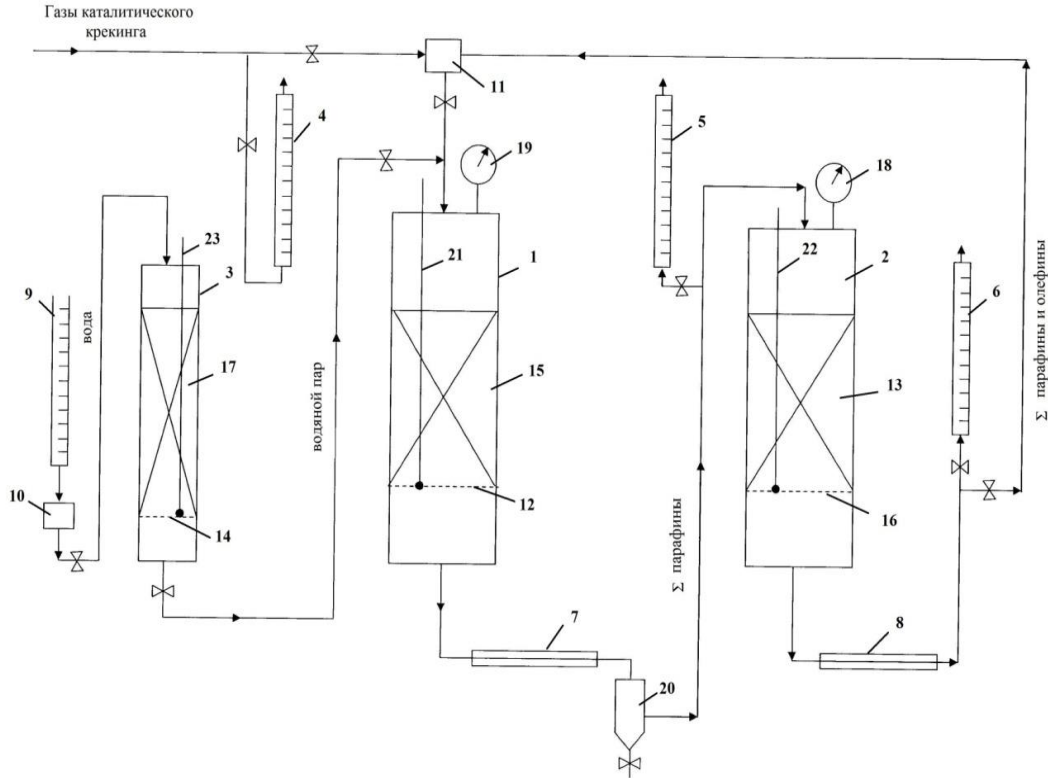
Xammalın tərkibində olefin karbohidrogenlərinin miqdarını artırmaq məqsədi ilə birinci pilləsində dehidrogenləşmə, ikinci pilləsində alkilləşmə prosesləri həyata keçirilən ikipilləli proses təklif olunmuşdur. Alkilləşmə prosesi katalizator kimi ZSM-5 markalı seolitin iştirakı ilə həyata keçirilir. Parafin karbohidrogenlərinin olefin karbohidrogenləri ilə alkilləşməsi reaksiyası 300-400°C temperaturalarda müşahidə olunur. Alkilləşmə reaksiyasına olefin karbohidrogenlərinin praktiki olaraq 100%-i də cəlb olunur. dehidrogenləşmə prosesi  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  üzərinə hopdurulmuş Ni və Co nanohissəciklərinin iştirakı ilə həyata keçirilir.

Parafin karbohidrogenlərinin dehidrogenləşməsi 600-640°C temperaturda havanın oksigeni və su buxarının iştirakında baş verir. Alkilləşmə reaksiyasında çevrilməmiş parafin karbohidrogenləri dehidrogenləşmə reaksiyasının aparılması üçün 2 reaktoruna verilir. Aşağıda katalitik krekin qazlarından maye məhsulların alınması prosesinin texnoloji sxemi verilmişdir (şəkil.5.).

Xammal sobadan keçərək 200°C qədər qızdırılaraq ZSM-5 seolitterkibli katalizator yüklənmiş alkilləşmə reaktoruna (1) verilir. Alkilləşmə reaksiyası aparıldıqdan sonra reaksiya məhsullarında alkilləşməyə daxil olmayan parafin karbohidrogenləri müşahidə olunur. Çevrilməmiş parafin karbohidrogenləri alkilləşmə reaktorundan çıxaraq sobaya verilir və burada 600°C qədər



qızdırılaraq katalizatorla yüklənmiş dehidrogenləşmə reaktoruna verilir..



Şək. 5. Katalitik krekinq qazlarından maye məhsulların alınması qurğusunun prinsiplial texnoloji sxemi

1-alkilləşmə reaktoru; 2-dehidrogenləşmə reaktoru; 3-buxar qızdırıcı; 4-6 –sərfölçənlər; 7-8 soyuducular; 9-su üçün sərfölçən; 10-su nasosu; 11-qarışdırıcı; 12,14,16 – setka; 13,16 – katalizator; 17-Raşiq həlqələri; 18,19- manometrlər; 20-tutum.

Katalizator 13 metal tor şəbəkənin üzərinə yerləşdirilmişdir. Reaksiya məhsulları (olefinlər, çevrilməmiş parafinlər,  $H_2$ ,  $CO_2$ ,  $CH_4$ ) 2 reaktorundan keçərək rektifikasiya kolonuna daxil olur ki, burada olefinlər və çevrilməmiş parafinlər  $H_2$ ,  $CO_2$ ,  $CH_4$  –dən ayrılaraq soyuducuya daxil olurlar və orada 250-300°C temperaturadək soyudulurlar. Qarışma 11 qarışdırıcısında həyata keçirilir. Reaktorlardakı təzyiqə 18 və 19 manometrləri ilə nəzarət edilir. Dehidrogenləşmə reaktorundan qazın sərfi 5sərfölçəni vasitəsi ilə tənzimlənir. Sonra dehidrogenləşmə reaktorundan çıxan məhsullar işlənməmiş ilkin xammalla qarışdırılaraq alkilləşmə reaktoruna verilir.  $H_2$ ,  $CH_4$  yanacaq qazı xəttinə verilir. Reaksiya məhsulları soyuducudan keçərək tutumda toplanır. Qazların miqdarına sərfölçənlə nəzarət edilir.

Alkilləşmə reaksiyasından sonra reaksiya məhsullarının katalizator səthindən desorbsiyasının aparılması zəruridir. Desorbsiya su buxarı vasitəsi ilə 300-500°C temperaturda həyata keçirilir. Desorbsiya üçün ilkin temperatur 300°C götürülür və desorbatın miqdarının azalması ilə temperatur qədər artırılır. Temperatura nəzarət 21 termocütü, 2 reaktorunda isə 22 termocütü vasitəsilə həyata keçirilir.

Su buxarı 3 sobasında alınır ki, buraya su 10 nasosu vasitəsilə 9 tutumundan veilir. Suyun sərfinə dozator vasitəsi ilə nəzarət edilir. 3 sobasında 14 metal şəbəkəyə Raşiq həlqələri yerləşdirilmişdir. Sobada temperatur 23 termocütü vasitəsi ilə tənzimlənir. B

Cədvəl 6-da 260°C-də reaksiyanın maye məhsullarının çıxımının dəyişilməsi verilmişdir. Cədvəldə prosesin material balansı təqdim olunmuşdur.

Cədvəl 6. Alkilleşmə reaktorunda prosesin maddi balansı

№	İşlənmiş xammal kimi alkilləşmə reaktoruna daxil olan karbohidrogenlərin miqdarı				
	Karbohidrogenlər	q/saat	mol/litr	%küt.	l/saat
1	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0.275	0,0077	26,33	0,147
2	∑ C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0.1778	0,0039	17,02	0,0712
3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.215	0.00495	20.58	0,1095
4	n.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1778	0.00375	17.02	0,0687
5	i.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.1943	0,00313	18.6	0,0751
6	∑C <sub>2</sub>	0,0047	0.00012	0,45	0.0038
	∑	1,0446		100	0,4750

$$V_{\text{həcmi.sürət.}}=25-30 \text{ saat}^{-1}; t = 260^{\circ}\text{C}; G_{\text{kat}}= 31,7 \text{ cm}^3; \rho_{\text{qaz H.Y}}= 2,21 \text{ g/l}$$

Cədvəl 7. Dehidrogenləşmə reaktorundan sonra prosesə qaytarılan karbohidrogenləri nəzərə almaqla alkilleşmə reaktoruna daxil olan karbohidrogenlərin miqdarı

№	Alkilleşmə reaktorunun girişində xammalın miqdarı (qaytarılmaqla)				
	Karbohidrogenlər	q/saat	mol/l	%küt.	l/saat
1	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0,275 + 0.156 = 0,431	0.0147	28,03	0,2299
2	∑ C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,1778 + 0,1336 = 0.3114	0.008	20,26	0.1246
3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,215 + 0,1041 = 0,3191	0.0104	20,76	0,1625
4	n.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1778 + 0,089 = 0,2668	0,0066	17,36	0,1031
5	i.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1943 + 0,0105 = 0,2048	0.0052	13,3	0,0807
6	∑C <sub>2</sub>	0.0045	0.0003	0,29	0.0036
	∑	1,5376		100	0,7044

G-qazın sərfi = 0,7 l/saat ( $G^{260}=1,25\text{l/saat}$ ;  $V^{260}=40,4 \text{ saat}^{-1}$ );  $\rho_{\text{qaz H.Y}}=2,262\text{q/l}$ ;

burada , 0,156 və 0,1336 – dehidrogenləşmə reaktorunda alınan olefinlər C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> , i.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> 1.041; 0.089; 0.0105 – çevrilməmiş parafin karbohidrogenləri C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>: i.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> və n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>

İşlənmiş xammalda olefin karbohidrogenlərinin parafin karbohidrogenlərinə nisbəti (0,5871q/saat) dehidrogenləşmə reaktorunda alınan olefin karbohidrogenlərini nəzərə almamaq şərti ilə:



$$\frac{0,4528}{0,5871} = 0,7713; \quad \frac{0,4528}{1,0446} \times 100 = 43,35\% \text{ küt.}$$

burada, 1,0446 – ilkin xammalın miqdarı, q/saat

Dehidrogenləşmə reaktorunda alınan olefin karbohidrogenləri nəzərə alınmaqla alkiləşmə reaktoruna daxil olan xammalın tərkibindəki olefin karbohidrogenlərinin parafin karbohidrogenlərinə nisbəti: ( 0,3877 q/saat)

$$\frac{0,7424}{0,3877} = 1,9149$$

Burada, 0.7424 – alkiləşmə reaktoruna daxil olan xammalın tərkibindəki olefin karbohidrogenlərinin miqdarı, q/saat

0.3877- alkiləşmə reaktorunun girişində parafin karbohidrogenlərinin miqdarı, q/saat  
İlkin xammalın tərkibində olefin karbohidrogenlərinin miqdarının artması olefin karbohidrogenlərinin dimerləşməsi və parafin karbohidrogenlərinin alkiləşməsi reaksiyasını aparmağa imkan verir.

$$\frac{0,4528}{1,0446} \times 100 = 43,35\% \text{ küt.}$$

$$\frac{0,7424}{1,5376} \times 100 = 48,3 \text{ \% küt.}$$

burada, 1, 5376 – alkiləşmə reaktoruna daxil olan karbohidrogenlərin miqdarı (q/saat)

Reaksiyanın maye məhsullarının çıxımı aşağıda göstərilmişdir:

$$G_{\text{maye.məhs.çix.}} = \frac{0,9526}{1,0446} \times 100 = 91,2\%$$

burada, 0,9526 q/saat reaksiyadan alınan maye məhsulların miqdarı;  
1,0446 r/ç – təzə xammalın miqdarı.

Cədvəl 8. Prosesin temperaturunun dəyişilməsindən asılı olaraq reaksiyanın maye məhsullarının çıxımlarının dəyişilməsi

Ölçü vahidi	t, °C	Karbohidrogenlər								
		C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	и.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	и.C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	н.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	н.C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	к.г., л/ч
q/saat	260	0,1506	-	0,0384	-	0,2197	-	-	0,8408	1,25
	300	0,3077	-	0,022	-	0,2116	-	-	0,918	1,52
	420	0,2957	-	0,0109	-	0,1086	-	-	0,871	1,56

Cədvəl 9. 260-420°C temperaturdan asılı olaraq maye məhsulların çıxımı (% küt.)

t, °C	İlkin xammala görə reaksiyanın maye məhsullarının çıxımı, % küt.
260	91,2
300	87,9
420	83,4

Temperaturun 260°C-dən 420°C-yə qədər artması ilə maye məhsulların çıxımı 260°C-də 91,2%-dən 420°C-də 83,4%-ə qədər azalır.

Tədqiqatlar 260-420°C temperatur intervalında dəyişməz kontakt müddətində (25san) aparılmışdır.

Katalitik krekinq qazlarının maye məhsullara çevrilmə prosesinin material balansı tərtib edilmişdir. İlkin xammala görə maye məhsulların çıxımı 91% kütlə təşkil etmişdir. İlkin xammalda olan olefinlərin cəminə görə maye məhsulların çıxımı 210 % kütlə təşkil edir.

Temperaturun 260°C-dən 420°C-dək artması ilə maye məhsulların çıxımı 91,2% kütlədən 83,4 % kütləyə qədər azalır.

Cədvəl 10-11-də prosesin material balansı verilmişdir.

Cədvəl 10. Alkilləşmə reaktorunda gedən prosesin material balansı

№	Xammal kimi alkilləşmə reaktoruna verilmiş karbohidrogenlərin miqdarı				
	Karbohidrogenlər	q/s	mol/l	% küt.	l/s
1	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0.275	0,0077	26,33	0,147
2	∑C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0.1778	0,0039	17,02	0,0712
3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.215	0.00495	20.58	0,1095
4	и C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1778	0.00375	17.02	0,0687
5	и C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.1943	0,00313	18.6	0,0751
6	∑C <sub>2</sub>	0,0047	0.00012	0,45	0.0038
	∑	1,0446		100	0,4750

$V_{h.sür.} = 25-30 \text{ saat}^{-1}$ ;  $t = 260^{\circ}\text{C}$ ;  $G_{kat.} = 31,7 \text{ sm}^3$ ;  $\rho_{qaz n.ş.} = 2,21 \text{ q/l}$

Cədvəl 11. Dehidrogenləşmə reaktorundan sonra alınan karbohidrogenləri nəzərə almaqla alkilləşmə reaktoruna daxil olan karbohidrogenlərin miqdarı

№	Alkilləşmə reaktorunun girişinə verilən xammalın miqdarı (sirkulyasiya ilə)				
	Karbohidrogenlər	q/s	mol/l	%küt.	l/s
1	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0,275 + 0,156 = 0,431	0.0147	28,03	0,2299
2	∑C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,1778 + 0,1336 = 0,3114	0.008	20,26	0.1246
3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,215 + 0,1041 = 0,3191	0.0104	20,76	0,1625
4	иC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1778 + 0,089 = 0,2668	0,0066	17,36	0,1031
5	иC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1943 + 0,0105 = 0,2048	0.0052	13,3	0,0807
6	∑C <sub>2</sub>	0.0045	0.0003	0,29	0.0036
	∑	1,5376		100	0,7044

G-qazın sərfi = 0,7 l/s ( $G^{260} = 1,25 \text{ l/s}$ ;  $V^{260} = 40,4 \text{ saat}^{-1}$ );  $\rho_{\text{raş}}^{H.Y} = 2,262 \text{ r/l}$ ;

burada 0,156 və 0,1336 - dehidrogenləşmə reaktorunda alınan olefinlər: C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>, i.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> 1.041; 0.089; 0.0105 – çevrilməmiş parafin karbohidrogenləri: C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>, i.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>

Dehidrogenləşmə reaktorunda alınmış olefinləri nəzərə almamaq şərti ilə çevrilməmiş xammaldakı olefin karbohidrogenlərinin parafin karbohidrogenlərinə (0,5871 q/saat) nisbəti:

$$\frac{0,4528}{0,5871} = 0,7713; \quad \frac{0,4528}{1,0446} \times 100 = 43,35\% \text{ küt.}$$

burada, 1,0446 – ilkin xammalın miqdarı, q/saat

Dehidrogenləşmə reaktorunda alınmış olefinləri nəzərə almaqla alkilləşmə reaktoruna daxil olan xammalın tərkibindəki olefin karbohidrogenlərinin ilkin xammaldakı parafin karbohidrogenlərinə (0,3877 q/saat) olan nisbəti:

$$\frac{0,7424}{0,3877} = 1,9149$$

burada, 0,7424 – alkilləşmə reaktoruna daxil olan olefin karbohidrogenlərinin miqdarı,

q/saat;

0.3877- alkiləşmə reaktorunun girişində parafin karbohidrogenlərinin miqdarı, q/saat.

Xammalın tərkibindəki olefin karbohidrogenlərinin miqdarının artması olefin karbohidrogenlərinin dimerləşməsi və parafin karbohidrogenlərinin alkiləşməsi reaksiyalarının getməsinə imkan verir.

$$\frac{0,4528}{1,0446} \times 100 = 43,35\% \text{ küt.}$$

$$\frac{0,7424}{1,5376} \times 100 = 48,3\% \text{ küt.}$$

burada, 1,5376 – alkiləşmə reaktoruna verilən karbohidrogenlərin miqdarı (q/saat)

Reaksiyanın maye məhsullarının çıxımı aşağıda verilmişdir:

$$G_{m.m.çix.} = \frac{0,9526}{1,0446} \times 100 = 91,2\% \text{ küt.}$$

burada, 0,9526 q/saat - reaksiyadan alınmış maye məhsulların miqdarı;

1,0446 q/saat – çevrilməmiş xammalın miqdarı;

Cədvəl 12. Prosesin temperaturundan asılı olaraq maye məhsulların çıxımının dəyişməsi

Ölçü vahidi	t, °C	Karbohidrogenlər								
		C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	i.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	i.C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	n.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	n.C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	Kont.qazı, l/saat
q/saat	260	0,1506	-	0,0384	-	0,2197	-	-	0,8408	1,25
	300	0,3077	-	0,022	-	0,2116	-	-	0,918	1,52
	420	0,2957	-	0,0109	-	0,1086	-	-	0,871	1,56

Cədvəl 13. 260-420°C temperaturdan asılı olaraq maye məhsulların çıxımı (% küt.)

t, °C	İlkin xammala görə reaksiyanın maye məhsullarının çıxımı, % küt.
260	91,2
300	87,9
420	83,4

Temperaturun 260°C-dən 420°C-dək artması ilə maye məhsulların çıxımı 260°C-də 91,2% -dən 420°C-də 83,4% qədər azalır.

Prosesin kinetik asılılığı üzrə tədqiqatlar aparılmış, prosesin getmə mexanizmi müəyyən olunmuşdur. Hesablama yolu ilə tapılmış ilkin dəyişənlərin optimal qiymətləri əsasında kinetik tədqiqatlar aparılmışdır.

Katalitik krekinq qazlarından reaksiyanın maye məhsullarının alınması prosesinin kinetik qanunauyğunluqlarının tədqiqi tərpənməz katalizator laylı birbaşa axınlı laboratoriya reaktorunda izotermik şəraitdə 260-420°C temperaturda, 25-40 saat<sup>-1</sup> qaz qarışığının verilməsinin həcmi sürətində, 5-25 san kontakt vaxtı intervalında aparılmışdır. Prosesin əsas qanunauyğunluqlarının öyrənilməsi üçün reaksiyaların getmə şəraitinin maye məhsulların alınmasına təsiri öyrənilmişdir. Aşkar olunmuş qanunauyğunluqlar prosesin ehtimal olunan mexanizmi haqqında fikir yürütməyə imkan verir. Bu mexanizm əsasında prosesdə iştirak edən ayrı-ayrı reaksiyaları təsvir edən stexiometrik nisbətlər və bu nisbətlərə əsasən isə təsir edən kütlələr qanununa uyğun olaraq kinetik tənliklər tərtib olunmuşdur.

Katalizator kimi ZSM-5 tipli seolitdən istifadə olunmuşdur. Katalizatorun tökmə sıxlığı – 0,493 q/sm<sup>3</sup> bərabər olmuşdur.

İlkin xammal kimi katalitik krekinq qurğusundan götürülmüş xammaldan istifadə olunmuşdur.

Ehtimal olunan mexanizmin seçilməsini əsaslandırmağa imkan verən Prosesin əsas qanunauyğunluqlarını aydınlaşdırmaq üçün reaksiyanın getmə şəraitinin maye məhsulların alınmasına təsiri öyrənilmişdir. Kinetik təcrübələrin nəticələri cədvəl 14-də göstərilmişdir.

Cədvəl 14. Katalitik krekinq qazlarından maye məhsulların alınması prosesinin ilkin komponentlərinin və reaksiya məhsullarının qarışığının qatılıqlarının təcrübi qiymətləri

Temperatur	T <sub>k</sub> , san.	İlkin komponentlər və reaksiya məhsullarının konsentrasiyası C <sub>i</sub> , mol/l							
		C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	H. C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	H-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>
°C	0	0,00495	0,0077	0,00313	0,00159	0,00375	0,0023	0,00012	0
260	5	0,00493	0,0053	0,0022	0,00115	0,0035	0,0016	0,00008	0,0016
	15	0,00491	0,0014	0,00075	0,00049	0,0032	0,00042	0,00003	0,0041
	25	0,00489	0,000001	0,00053	0,00001	0,00303	0,000001	0,00000	0,0059
300	0	0,00495	0,0077	0,00313	0,0016	0,00375	0,0023	0,00012	0
	5	0,00491	0,0045	0,0015	0,0007	0,0032	0,0008	0,00005	0,0014
	15	0,0048	0,00081	0,0005	0,0002	0,003	0,0003	0,00002	0,0038
	25	0,0046	0,00001	0,00025	0,00001	0,0024	0,00001	0,0000	0,0053
420	0	0,00495	0,0077	0,00313	0,00159	0,00375	0,0023	0,00012	0,0
	5	0,0048	0,0023	0,0009	0,0005	0,0025	0,0004	0,00002	0,0012
	15	0,0046	0,0005	0,0003	0,0001	0,0018	0,0001	0,00001	0,0024
	25	0,0043	0,00001	0,00012	0,00001	0,0012	0,00001	0,0000	0,0049

Alınmış qanunauyğunluqlar prosesin ehtimal olunan mexanizmini müəyyən etməyə imkan vermişdir ki, bunun əsasında prosesdə iştirak edən ayrı-ayrı reaksiyaları təsvir edən stexiometrik nisbətler tərtib olunmuşdur:

1.  $C_3H_8 + C_3H_6 \xrightarrow{k_1} C_6H_{14}$
2.  $C_3H_6 + i-C_4H_{10} \xrightarrow{k_2} C_7H_{16}$
3.  $C_2H_4 + i-C_4H_{10} \xrightarrow{k_3} C_6H_{14}$
4.  $n-C_4H_{10} + C_3H_6 \xrightarrow{k_4} C_7H_{16}$
5.  $i-C_4H_{10} + i-C_4H_8 \xrightarrow{k_5} C_8H_{18}$
6.  $n-C_4H_{10} + i-C_4H_8 \xrightarrow{k_6} C_8H_{18}$
7.  $i-C_4H_{10} + n-C_4H_8 \xrightarrow{k_7} C_8H_{18}$
8.  $n-C_4H_{10} + n-C_4H_8 \xrightarrow{k_8} C_8H_{18}$
9.  $i-C_4H_8 \xrightarrow{k_9} n-C_4H_8$
10.  $2C_3H_6 \xrightarrow{k_{10}} C_6H_{12}$

Reaksiya məhsullarında C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>-nin olması onu göstərir ki, alkilləşmə ilə yanaşı propilenin dimerləşməsi reaksiyası da gedir.

Bu sxemə əsasən prosesin, katalizatorun həmcins və yaxud eksponensial qeyri-həmcins səthində getməsi zamanı, eyni istilik dəyişikliyində, səthdə əmələ gələn bütün aralıq birləşmələrin səthin bir sahəsindən digər sahəsinə keçməsi üçün kütlə dəyişikliyi qanununa uyğun olaraq aşağıdakı kinetik tənlikləri yazıla bilər [29]:

$$\frac{dC_1}{d\tau} = -K_1 C_1^{n_1} K_1^{adc} C_2^{n_2} K_2^{ads} \quad (1)$$

$$\frac{dC_2}{d\tau} = -K_1 C_1^{n_1} K_1^{ads} C_2^{n_2} K_2 - K_2 C_2^{n_2} K_2^{ads} C_3^{n_3} K_3 - K_4 C_2^{n_2} K_2^{ads} C_5^{n_5} K_5^{ads} - 2K_{10} C_2^{n_2} K_2^{ads}$$

(2)

$$\frac{dC_3}{d\tau} = -K_2 C_3^{n_3} K_3^{ads} C_2^{n_2} K_2^{ads} - K_3 C_3^{n_3} K_3^{ads} C_7^{n_7} K_7^{ads} - K_5 C_3^{n_3} K_3^{ads} C_4^{n_4} K_4^{ads} - K_7 C_3^{n_3} K_3^{ads} C_6^{n_6} K_6^{ads}$$

(3)

$$\frac{dC_4}{d\tau} = -K_5 C_3^{n_3} K_3^{ads} C_4^{n_4} K_4^{ads} K_6 C_4^{n_4} K_4^{ads} C_5^{n_5} K_5^{ads} - K_9 C_4^{n_4} K_4^{ads} \quad (4)$$

$$\frac{dC_5}{d\tau} = -K_4 C_5^{n_5} K_5^{ads} C_2^{n_2} K_2^{ads} - K_6 C_5^{n_5} K_5^{ads} C_4^{n_4} K_4^{ads} - K_8 C_5^{n_5} K_5^{ads} C_6^{n_6} K_6^{ads} \quad (5)$$

$$\frac{dC_6}{d\tau} = -K_7 C_3^{n_3} K_3^{ads} C_6^{n_6} K_6^{ads} - K_8 C_5^{n_5} K_5^{ads} C_6^{n_6} K_6^{ads} + K_9 C_4^{n_4} K_4^{ads} \quad (6)$$

$$\frac{dC_7}{d\tau} = -k_3 C_7^{n_7} K_7^{ads} C_3^{n_3} K_3^{ads} \quad (7)$$

$$\frac{dC_8}{d\tau} = K_1 C_1^{n_1} K_1^{ads} C_2^{n_2} K_2^{ads} + K_2 C_2^{n_2} K_2^{ads} C_3^{n_3} K_3^{ads} + K_3 C_3^{n_3} K_3^{ads} C_7^{n_7} K_7^{ads} K_7^{ads} + K_4 C_2^{n_2} K_2^{ads} C_5^{n_5} K_5^{ads} + K_5 C_3^{n_3} K_3^{ads} C_4^{n_4} K_4^{ads} + K_6 C_4^{n_4} K_4^{ads} C_5^{n_5} K_5^{ads} + K_7 C_3^{n_3} K_3^{ads} C_6^{n_6} K_6^{ads} + K_8 C_5^{n_5} K_5^{ads} C_6^{n_6} K_6^{ads} + 2K_{10} C_2^{n_2} K_2^{ads} \quad (8)$$

Burada,  $C_1, C_2, C_3, C_4, C_5, C_6, C_7, C_8$  uyğun olaraq – propan, propilen, hidrogen, izobutan, izobutilen, n-butan, n-buten, maye məhsulların ( $C_6H_{14}, C_7H_{16}, C_8H_{18},$ ) qatılıqlarıdır;  $k_i$  (burada  $i=1-17$ ) – ayrı-ayrı reaksiyaların sürət sabitləri;  $n_1, n_2, n_3, n_4, n_5, n_6, n_7, n_8, n_9$ - bu və ya digər komponentə görə reaksiyanın tərtibi;  $k_j^{ads}$  – adsorbsiya koeffisienti; burada  $j=1-8$ ;  $\tau$  – kontakt müddəti.

Qarşıda duran məsələ diferensial tənliklər sistemində (1)-(8) sürət sabitlərinin  $k_i$ , adsorbsiya koeffisientlərinin  $k_j^{ads}$  və reaksiyanın tərtibinin  $n_i$  təyindən ibarətdir. Kinetik konstantların hesablanması yüksək tərtibdən Runqe-Kutta diferensial tənliyinin modifikasiya olunmuş həlli metodu daxil olmaqla çoxdəyişənlərin funksiyalarının minimumunun axtarışı alqoritminin istifadəsi ilə aparılmışdır [30]. Axtarış təcrübə və nəzəri hesablanmış qiymətlər arasındakı fərq minimuma enənə qədər davam etdirilmişdir. Sürət sabitlərinin hesablanmalarının nəticələri cədvəl 2-də verilmişdir.  $n_i$  tərtibi 1-ə yaxındır.

Reaksiyanın sürət sabitinin temperaturdan asılılığının Arrenius qanununa tabe olması ehtimal olunaraq, aktivləşmə enerjisi ( $E_a$ ), adsorbsiya istiliyi ( $Q$ ), predeksponensial vurğu ( $K_0$ ) hesablanmışdır. Hesabatların nəticələri Cədvəl 15-də verilmişdir.

Cədvəl 15. Katalitik krekinq qazlarında maye məhsulların alınması prosesinin kinetik parametrləri

$K_i$	Temperatur, °C			$E_i$ Кал/моль	$K_{oi}$
	260 (533)	300 (573)	420 (693)		
$K_1$	0,00119	0,0025	0.0052	6424,02	0,584
$K_2$	0,00049	0.0011	0,003	7218,1	0,797
$K_3$	0,01429	0,029	0.059	6873,2	$0.15 \times 10^1$
$K_4$	0,157	0,32	0,65	6703,5	$0,381 \times 10^1$
$K_5$	0,00227	0,005	0.012	6824,3	$0.352 \times 10^1$
$K_6$	0,0001	0.00021	0.00048	6835,1	$0.185 \times 10^1$
$K_7$	0,562	0,114	0,26	5577,6	$0.11 \times 10^1$
$K_8$	0,596	0,13	0.28	4633,2	$0.751 \times 10^0$
$K_9$	0.017	0,035	0.072	4817,1	$0.967 \times 10^0$
$K_{10}$	0.00276	0.0057	0.013	5016,6	$0.1036 \times 10^1$
$K_1^{ads}$	2,98	2,43	1,98	-1783,3	0.534
$K_2^{ads}$	1,01	0,85	0,63	-2131,4	0.133
$K_3^{ads}$	1,99	1.65	1,32	-1810,3	0.35
$K_4^{ads}$	0.559	0,38	0,17	-5430,3	$0,327 \times 10^{-2}$
$K_5^{ads}$	0,454	0.278	0.121	-5961,3	$0,156 \times 10^{-2}$

$K_6^{adc}$	0.5	0.3	0,1	-7354,8	$0,476 \times 10^{-3}$
$K_7^{adc}$	0,825	0,61	0,29	-4812,2	$0,88 \times 10^{-2}$

Parafinlərin olefin karbohidrogenləri ilə alkülləşməsi prosesində getməsi ehtimal olunan reaksiyaların aktivləşmə enerjilərinin qiymətləri verilmiş cədvəldən görüldüyü kimi, reaksiyalar 4,6-6,8 kkal/mol enerjisi ilə baş verir ki, bu da əsasən i-butanın və n-butanın butilenlərlə alkülləşməsi reaksiyasının getməsini göstərir.

Seçilmiş mexanizm və tapılmış sürət sabitləri əsasında yaradılmış kinetik model prosesi olduqca yaxşı təsvir edir. Nəzəri hesablanmış qatılıqların təcrübi qiymətlərdən maksimum xətası 10%-i ötür keçmir. Beləliklə, təklif olunan model əsasında aparılmış hesablamaların nəticəlikinetik təcrübələrin nəticələri ilə kifayət dərəcədə üst-üstə düşür.

Tövsiyə olunan proses iki reaktorda həyata keçirilmişdir. Birinci reaktorda katalitik krekinq qazlarının tərkibindəki karbohidrogenlərin alkülləşmə prosesi aparılmışdır. İkinci reaktorda alkülləşmə prosesi zamanı çevrilməmiş parafin karbohidrogenlərinin dehidrogenləşməsi aparılmışdır. Alınan olefin karbohidrogenləri katalitik krekinq qazlarının tərkibindəki  $C_3-C_4$  parafinlərlə alkülləşmə məqsədi ilə birinci reaktora verilir. İlkin xammala görə maye məhsulların çıxımı 86-88% kütlə təşkil edir. Parafin karbohidrogenləri ilə olefin karbohidrogenlərinin alkülləşmə prosesinin kinetik modeli tərtib edilmişdir. Kinetik tədqiqatlar izotermik şəraitdə aparılmışdır. Prosesdə ideal sıxlaşdırma reaktoru modelinin tətbiqinin mümkünlüyü reaktorun girişindəki axın üçün Pekle diffuziya və Pekle istilik kriteriyalarının hesablanması yolu ilə yoxlanmışdır. Pekle istilik və Pekle diffuziya kriteriyalarının hesablanmış qiymətləri:  $Pe_T / Pe_D = 0,91 \div 1,22$  onu göstərir ki, reaktorda istilik və maddə ötürülməsi axınları diffuziya ötürməsinə nəzərən əhəmiyyətli dərəcədə üstünlük təşkil edir və reaktorda ideal sıxlaşmaya yaxın hidrodinamik rejimin müşahidə olunması hipotezi təsdiqlənir.

Katalizator dənələrinin daxilindəki reagentlərin qatılığının dəyişməsinə diffuziyanın və daxili kimyəvi reaksiyaların qiymətlərinin təsiri göstərir ki, reagentlərin daxili dif-fuziyası kimyəvi reaksiyaya nəzərən daha sürətli baş verir və buradan belə bir nəticə əldə etmək olar ki, kimyəvi reaksiyanın sürəti katalizator dənələrinin daxilindəki  $C_3-C_4$  karbohidrogenlərinin diffuziya sürətləri ilə tormozlanmır.

Nanohissəciklərin yüksək səth enerjisi onlardan yaranan nanostrukturlaşdırılmış kompozitlərdə çoxlu qarşılıqlı təsirlər təmin edir ki, bu da nanostrukturallı materialların dayanıqlığının, istilik müqavimətinin və kimyəvi sabilliyin artmasına səbəb olur. Nanohissəciklərin ölçüsü azaldıqca atom səthi kəskin şəkildə artır. Metal nanohissəciklərinin alınması metodikalarının bir çoxları duzların və metal komplekslərinin reduksiyasına əsaslanır. Nanohissəciklərin alınmasının kimyəvi metodunun klassik nümunəsi Poliol prosesidir. Bu prosesdə reduksia olunmuş metal duzları (nitratlar) etilenqliköl və dietilenqlikolda həll olunurlar və ya suspenziyalaşırlar. Qarışıq 180-194°C temperaturda qızdırılır və qaynadılır. Bu şəraitdə metal oksidləri reduksiya olunur və metal hissəcikləri çökür. Bu metodika ilə 3 mm-dən 40 mm-dək ölçülərdə nanohissəciklər almaq mümkündür.

Aparılan işin elmi yeniliyi ondan ibarətdir ki, parafin karbohidrogenlərinin alkülləşməsi prosesi ilə yanaşı dehidrogenləşmə prosesi üçün də katalizator hazırlanmışdır. Parafin karbohidrogenlərinin dehidrogenləşmə prosesinin aparılması üçün Co, Ni metalları seçilmişdir. Katalizator daşıyıcı ( $\gamma Al_2O_3$ ) üzərinə Co, Ni nanohissəciklərinin hopdurulması yolu ilə hazırlanmışdır.

### **Parafinlərin oksigenin iştirakı ilə dehidrogenləşməsi prosesinin riyazi modelləşdirilməsi**

Cədvəl 16 və 17-də dehidrogenləşmə reaktoruna daxil olan xammalın ilkin miqdarının və temperaturun dəyişməsindən asılı olaraq (600-640°C) reaksiya məhsullarının tərkibi verilmişdir. Cədvəl 16. Dehidrogenləşmə reaktoruna daxil olan karbohidrogenlərin və suyun konsentrasiyası



(mol/l)

Temperatur	600 °C	620 °C	640 °C
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0003965	0.0003565	0.0003438
n.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,000246	0,000221	0.000213
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0004294	0,000386	0.0003723
H <sub>2</sub> O	0,0105	0.0094	0.0091
O <sub>2</sub>	0.0017	0.001479	0.001427
N <sub>2</sub>	0.0062	0.0056	0,0054

Cədvəl 17. Dehidrogenləşmə reaktorunun çıxışında karbohidrogenlərin və suyun qatılıqları (mol/l)

	600 °C	620 °C	640 °C
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0001627	0,0001150	0,0001112
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0,0004702	0,0004648	0,0004494
ΣC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,0000995	0,0000983	0,00009503
n. C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0001234	0,000122	0,000118
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0000449	0,0000444	0,0000429
H <sub>2</sub> O	0,0191	0,0189	0,0183
O <sub>2</sub>	-	-	-
N <sub>2</sub>	0.0113	0,0111	0,0106
CH <sub>4</sub>	0,000255	0,000252	0,000244
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,000274	0,000271	0,000262
H <sub>2</sub>	0,0054	0,0053	0,0052
CO <sub>2</sub>	0,0000592	0,0000585	0,0000566

Tapılmış qanunauyğunluqlar prosesin ehtimal olunan mexanizmini təklif etməyə imkan vermişdir ki, buna əsasən də prosedə baş verən ayrı-ayrı reaksiyaları təsvir edən stexiometrik nisbətler tərtib olunmuşdur:

1. C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>  $\xrightarrow{K_1}$  C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>+H<sub>2</sub>
2. n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>  $\xrightarrow{K_2}$  n.C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>+H<sub>2</sub>
3. n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>  $\xrightarrow{K_3}$  n.C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>+H<sub>2</sub>
4. n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>  $\xrightarrow{K_4}$  2C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>+H<sub>2</sub>
5. n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>  $\xrightarrow{K_5}$  2C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>+H<sub>2</sub>
6. n.C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>  $\xrightarrow{K_6}$  n.C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>
7. n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>  $\xrightarrow{K_7}$  CH<sub>4</sub>+C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>
8. n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>  $\xrightarrow{K_8}$  CH<sub>4</sub>+C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>
9. n.C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>+6O<sub>2</sub>  $\xrightarrow{K_9}$  4CO<sub>2</sub>+4H<sub>2</sub>O
10. n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>+6,5O<sub>2</sub>  $\xrightarrow{K_{10}}$  4CO<sub>2</sub>+4H<sub>2</sub>O
11. C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>+4,5O<sub>2</sub>  $\xrightarrow{K_{11}}$  3CO<sub>2</sub>+2H<sub>2</sub>O
12. C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>+5O<sub>2</sub>  $\xrightarrow{K_{12}}$  3CO<sub>2</sub>+4H<sub>2</sub>O
13. 2H<sub>2</sub>+O<sub>2</sub>  $\xrightarrow{K_{13}}$  2H<sub>2</sub>O
14. n.C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>+6O<sub>2</sub>  $\xrightarrow{K_{14}}$  4CO<sub>2</sub>+4H<sub>2</sub>O
15. n.C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>+6,5O<sub>2</sub>  $\xrightarrow{K_{15}}$  4CO<sub>2</sub>+5H<sub>2</sub>O
16. n.C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>  $\xrightarrow{K_{16}}$  n.C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>

Kütlələrin təsiri qanununa müvafiq olaraq kinetik modeli aşağıdakı kinetik tənliklər sistemi şəklində təsvir etmək olar:

$$\frac{dc_1}{d\tau} = -k_1 \cdot c_1^{n_1} - k_{12} \cdot c_1^{n_1} \cdot c_{10}^{n_{10}}$$

$$\frac{dc_2}{d\tau} = k_1 \cdot c_1^{n_1} + k_7 \cdot c_4^{n_4} + k_8 \cdot c_6^{n_6} - k_{11} \cdot c_2^{n_2} \cdot c_{10}^{n_{10}}$$

$$\frac{dc_3}{d\tau} = k_1 \cdot c_1^{n_1} + k_2 \cdot c_4^{n_4} + k_3 \cdot c_6^{n_6} + k_4 \cdot c_4^{n_4} + k_5 \cdot c_6^{n_6} - k_{13} \cdot c_3^{n_3} \cdot c_{10}^{n_{10}}$$

$$\frac{dc_4}{d\tau} = -k_2 \cdot c_4^{n_4} - k_4 \cdot c_4^{n_4} - k_7 \cdot c_4^{n_4} - k_{10} \cdot c_4^{n_4} \cdot c_{10}^{n_{10}}$$

$$\frac{dc_5}{d\tau} = k_2 \cdot c_4^{n_4} - k_6 \cdot c_5^{n_5} + k_{16} \cdot c_7^{n_7} - k_9 \cdot c_5^{n_5} \cdot c_{10}^{n_{10}}$$

$$\frac{dc_6}{d\tau} = -k_3 \cdot c_6^{n_6} - k_5 \cdot c_6^{n_6} - k_8 \cdot c_6^{n_6} - k_{15} \cdot c_6^{n_6} \cdot c_{10}^{n_{10}}$$

$$\frac{dc_7}{d\tau} = k_3 \cdot c_6^{n_6} + k_6 \cdot c_5^{n_5} - k_{16} \cdot c_7^{n_7} - k_{14} \cdot c_7^{n_7} \cdot c_{10}^{n_{10}}$$

$$\frac{dc_8}{d\tau} = k_4 \cdot c_4^{n_4} + k_5 \cdot c_6^{n_6}$$

$$\frac{dc_9}{d\tau} = k_7 \cdot c_4^{n_4} + k_8 \cdot c_6^{n_6}$$

$$\frac{dc_{10}}{d\tau} = -k_9 \cdot c_5^{n_5} \cdot c_{10}^{n_{10}} - k_{10} \cdot c_4^{n_4} \cdot c_{10}^{n_{10}} - k_{11} \cdot c_{10}^{n_{10}} \cdot c_2^{n_2} - k_{12} \cdot c_1^{n_1} \cdot c_{10}^{n_{10}} - k_{13} \cdot c_3^{n_3} \cdot c_{10}^{n_{10}} - k_{14} \cdot c_7^{n_7} \cdot c_{10}^{n_{10}} - k_{15} \cdot c_6^{n_6} \cdot c_{10}^{n_{10}}$$

$$\frac{dc_{11}}{d\tau} = k_9 \cdot c_5^{n_5} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{10} \cdot c_4^{n_4} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{11} \cdot c_2^{n_2} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{12} \cdot c_1^{n_1} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{14} \cdot c_7^{n_7} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{15} \cdot c_6^{n_6} \cdot c_{10}^{n_{10}}$$

$$\frac{dc_{12}}{d\tau} = k_9 \cdot c_5^{n_5} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{10} \cdot c_4^{n_4} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{11} \cdot c_2^{n_2} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{12} \cdot c_1^{n_1} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{13} \cdot c_3^{n_3} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{14} \cdot c_7^{n_7} \cdot c_{10}^{n_{10}} + k_{15} \cdot c_6^{n_6} \cdot c_{10}^{n_{10}}$$

Cədvəl 18. Reaktorun girişində və dehidrogenləşmə reaktorunun çıxışında karbohidrogenlərin və suyun qatılıqlarının təcrübi qiymətləri

Kontakt müddəti, san	İlkin komponentlərin və reaksiya məhsullarının konsentrasiyası, $C_i \cdot 10^{-4}$ mol/litr											
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	H <sub>2</sub>	и.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	и.C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	н.C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	н.C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	CH <sub>4</sub>	O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O
Temperatur 873K												
0	3,965	0	0	4,294	0	2,46	0	0	0	17	0	105
1	3,15	1,6	12	3,05	0,14	2,16	0,15	0,8	0,7	12	0,15	119
2	2,32	3,3	27	2,1	0,26	1,87	0,31	1,6	1,5	8	0,33	136
3	1,61	4,0	41	1,3	0,31	1,54	0,48	2,2	2,1	2	0,45	175
4	1,162	4,7	54	0,449	0,352	1,23	0,643	2,74	2,55	-	0,59	191
Temperatur 893K												
0	3,56	0	0	3,86	0	2,21	0	0	0	14,79	0	94
1	2,9	1,7	13	3,0	0,11	2,01	0,13	0,7	0,6	11,5	0,14	108
2	2,02	3,4	29	2,05	0,23	1,75	0,29	1,5	1,3	7,5	0,31	131
3	1,54	4,1	43	1,2	0,32	1,48	0,50	2,0	1,95	1,2	0,43	173
4	1,15	4,65	53	0,444	0,348	1,22	0,635	2,71	2,52	-	0,585	189
Temperatur 913K												
0	3,438	0	0	3,72	0	2,13	0	0	0	14,24	0	91
1	2,8	1,5	11	2,8	0,1	2,01	0,12	0,65	0,65	11,1	0,13	105
2	1,95	3,1	27	2,0	0,2	1,7	0,31	1,4	1,4	7,2	0,32	130

3	1,49	3,9	40	1,1	0,27	1,3	0,5	1,95	2,1	1,1	0,44	148
4	1,112	4,43	52	0,43	0,323	1,18	0,627	2,44	2,62	-	0,566	183

Burada  $c_1, c_2, c_3, c_4, c_5, c_6, c_7, c_8, c_9, c_{10}, c_{11}, c_{12}$  – uyğun olaraq propanın, propilenin, hidrogenin, izobutanın, izobutilenin, n-butanın, n-butilenin, etilenin, metanın, oksigenin, CO<sub>2</sub>-nin və suyun qatılıqlarıdır;  $k_1 \div k_{16}$  – ayrı-ayrı reaksiyaların sürət sabitləridir;  $n_1 \div n_{10}$  – bu və ya digər komponentə görə reaksiyaların tərtibləridir;  $\tau$  – kontakt müddətidir.

Qarşıda duran məsələ diferensial tənliklər sisteminde (1)÷(12) sürət sabitlərinin  $K_i$  və reaksiyanın tərtibinin  $n_i$  təyindən ibarətdir. Kinetik konstantların hesablanması yüksək tərtibdən Runqe-Kutta diferensial tənliyinin modifikasiya olunmuş həlli metodu daxil olmaqla çoxdəyişənlərin funksiyalarının minimumunun axtarışı alqoritminin istifadəsi ilə aparılmışdır [30]. Axtarılar təcrübi və nəzəri hesablanmış qiymətlər arasındakı fərq minimuma enənə qədər davam etdirilmişdir. Sürət sabitlərinin hesablanmalarının nəticələri cədvəl 2-də verilmişdir.  $n_i$  tərtibi 1-ə yaxındır.

Reaksiyanın sürət sabitinin temperaturdan asılılığının Arrenius qanununa tabe olması ehtimal olunaraq, aktivləşmə enerjisi ( $E_i$ ) və predeksponensial vurğu ( $K_0$ ) hesablanmışdır (cədvəl 2.).

Seçilmiş mexanizm və tapılmış sürət sabitləri əsasında yaradılmış kinetik model prosesi olduqca yaxşı təsvir edir. Hesablanmış qatılıqların təcrübi qiymətlərdən maksimum xətası 7%-i ötür keçmir. Beləliklə, təklif olunan model əsasında hesablama yolu ilə əldə olunmuş qiymətlər kinetik təcrübələrin nəticələri ilə kifayət qədər uzlaşır.

Oksigenin iştirakı ilə parafinlərin dehidrogenləşməsi prosesinin işlənilib hazırlanmış kinetik modeli adiabatik rejimdə işləyən təcrübə-sənaye reaktorunun layihələndirilməsi üçün əsas kimi götürülə bilər.

Cədvəl 19. Parafinlərin oksigen iştirakı ilə dehidrogenləşməsi prosesinin kinetik parametrləri

Sabitlər, $k_i$ mol/l·s	Temperatur, K			$E_i$ kkal/mol	$K_{0i}$ mol/l·s
	873	893	913		
$K_1$	0,0155	0,0328	0,0671	57,76	$0,45 \cdot 10^{13}$
$K_2$	0,0165	0,0351	0,0718	58,09	$0,58 \cdot 10^{13}$
$K_3$	0,000129	0,000285	0,000604	60,88	$0,227 \cdot 10^{12}$
$K_4$	0,000665	0,00142	0,00295	59,05	$0,405 \cdot 10^{12}$
$K_5$	0,000241	0,000498	0,000995	56,01	$0,254 \cdot 10^{11}$
$K_6$	0,0000413	0,0000804	0,0001516	51,41	$0,307 \cdot 10^9$
$K_7$	0,0000736	0,000154	0,00031	57,13	$0,148 \cdot 10^{11}$
$K_8$	0,0000565	0,0000984	0,000167	42,96	$0,323 \cdot 10^7$
$K_9$	0,000112	0,00026	0,000583	65,35	$0,257 \cdot 10^{13}$
$K_{10}$	0,000767	0,00149	0,00283	51,67	$0,666 \cdot 10^{10}$
$K_{11}$	0,000219	0,000467	0,00096	58,39	$0,91 \cdot 10^{11}$
$K_{12}$	0,00245	0,00573	0,0129	65,84	$0,74 \cdot 10^{14}$
$K_{13}$	0,0067	0,0107	0,0168	36,6	$0,97 \cdot 10^7$
$K_{14}$	0,0000098	0,0000249	0,0000608	72,2	$0,117 \cdot 10^{14}$
$K_{15}$	0,0000273	0,0000643	0,000146	66,4	$0,115 \cdot 10^{13}$
$K_{16}$	0,0000507	0,0000988	0,000187	51,67	$0,438 \cdot 10^9$

Həmçinin məhsullara görə reaksiyanın tərtibləri müəyyən olunmuşdur:  $n_1=0,7$ ;  $n_2=0,92$ ;  $n_3=0,75$ ;  $n_4=0,8$ ;  $n_5=0,95$ ;  $n_6=0,9$ ;  $n_7=0,98$ ;  $n_8=0,94$ ;  $n_9=0,95$ ;  $n_{10}=0,85$

Sürət sabitlərinin hesablanması bir çox dəyişənlərin funksiyalarının minimumunun tapılması

	alqoritmini özündə əks etdirən yüksək tərtibdən Runge-Kut differensial tənliklərinin modifikasiya olunmuş həlli metoduna əsaslanan üsulla aparılmışdır.
2	Layihənin həyata keçirilməsi üzrə planda nəzərdə tutulmuş işlərin yerinə yetirilmə dərəcəsi (faizlə qiymətləndirməli) 100%
3	Hesabat dövründə alınmış <b>elmi nəticələr</b> (onların yenilik dərəcəsi, elmi və təcrübi əhəmiyyəti, nəticələrin istifadəsi və tətbiqi mümkün olan sahələr aydın şəkildə göstərilməlidir) 1. Ədəbiyyat icmalına əsaslanaraq müəyyən edilmişdir ki, etilenqlikolun iştirakı ilə katalizatorun reduksiyası Ni və Co nanohissəciklərini almağa imkan verir. İlk dəfə olaraq etilenqlikol mühitində reduksiya zamanı metal hissəciklərini nano ölçüdə əldə etmək mümkündür. Bu da prosesdə həm katalizatorun aktivliyinə, həmçinin prosesin rejim parametrlərinə təsir göstərəcək. Daşıyıcı üzərinə metalların nanohissəcik şəklində hopdurulması parafin karbohidrogenlərinin olefin karbohidrogenlərinə çevrilmə reaksiyasında katalizatorun aktivliyini artırmağa imkan verir. Proses nəticəsində alınan olefin karbohidrogenləri isə katalitik krekinq qazlarının tərkibində olan parafinlərlə alkülləşmə reaksiyasına daxil olur. 2. İlk olaraq oksid katalizatorları üzərində parafinlərin dehidrogenləşməsinə dair tədqiqatlar aparılır. 620 <sup>0</sup> C temperaturda propanın dehidrogenləşməsi zamanı propilenin çıxımı 60% təşkil edir. 3. Müəyyən edilmişdir ki, alkülləşmə və dehidrogenləşmə proseslərinin ayrı reaktorlarda aparılması, alkülləşmə reaktorunda alınan parafin karbohidrogenlərinin dehidrogenləşmə reaktoruna verilməsi maye məhsulların çıxımının artmasına gətirib çıxarır. İlk xammala görə maye məhsulların çıxımı 91% kütlə təşkil etmişdir.
4	Layihə üzrə <b>elmi nəşrlər</b> (elmi jurnallarda məqalələr, monoqrafiyalar, icmallar, konfrans materiallarında məqalələr, tezislər) (dərc olunmuş, çapa qəbul olunmuş və çapa göndərilmişləri ayrılıqda qeyd etməklə, uyğun məlumat - jurnalın adı, nömrəsi, cildi, səhifələri, nəşriyyat, indeksi, İmpact Factor, həmmüəlliflər və s. bunun kimi məlumatlar - ciddi şəkildə dəqiq olaraq göstərilməlidir) <i>(sürətlərini kağız üzərində və CD şəkildə əlavə etməli!)</i> 2017-ci ildə "Kinetika və kataliz" jurnalının № 4, tom 58, səh.438-446 məqalə çap edilmişdir. Surəti elavə olunmuşdur. 2018-ci ildə Znanstvena Mısel jurnalının № 14, səh. 3-9 məqalə çap edilmişdir. Surəti elavə olunmuşdur.
5	İxtira və patentlər, səmərələşdirici təkliflər <i>(burada doldurmalı)</i>
6	Layihə üzrə ezamiyyətlər (ezamiyyə baş tutmuş təşkilatın adı, şəhər və ölkə, ezamiyyə tarixləri, həmçinin ezamiyyə vaxtı baş tutmuş müzakirələr, görüşlər, seminarlarda çıxışlar və s. dəqiq göstərilməlidir) <i>(burada doldurmalı)</i>
7	Layihə üzrə elmi ekspedisiyalarda iştirak (əgər varsa) <i>(burada doldurmalı)</i>
8	Layihə üzrə digər tədbirlərdə iştirak <i>(burada doldurmalı)</i>
9	Layihə mövzusu üzrə elmi məruzələr (seminar, dəyirmi masa, konfrans, qurultay, simpozium və s.

	çıxışlar) (məlumat tam şəkildə göstərilməlidir: a) məruzənin növü: plenar, dəvətli, şifahi və ya divar məruzəsi; b) tədbirin kateqoriyası: ölkədaxili, regional, beynəlxalq) (burada doldurmalı)
1 0	Layihə üzrə əldə olunmuş cihaz, avadanlıq və qurğular, mal və materiallar, komplektləşdirmə məmullatları (burada doldurmalı)
1 1	Yerli həmkarlarla əlaqələr (burada doldurmalı)
1 2	Xarici həmkarlarla əlaqələr (burada doldurmalı)
1 3	Layihə mövzusu üzrə kadr hazırlığı (əgər varsa) (burada doldurmalı)
1 4	Sərgilərdə iştirak (əgər baş tutubsa) (burada doldurmalı)
1 5	Təcrübəartırmada iştirak və təcrübə mübadiləsi (əgər baş tutubsa) (burada doldurmalı)
1 6	Layihə mövzusu ilə bağlı elmi-kütləvi nəşrlər, kütləvi informasiya vasitələrində çıxışlar, yeni yaradılmış internet səhifələri və s. (məlumatı tam şəkildə göstərilməlidir) (burada doldurmalı)

**SİFARİŞÇİ:**

**Elmin İnkişafı Fondu**

**Məsləhətçi**

Həsənli Günay Xudayət qızı

\_\_\_\_\_  
(imza)

“ \_ ” \_\_\_\_\_ 201\_ -ci il

**İCRAÇI:**

**Layihə rəhbəri**

Qasimov Azər Əli Bala oğlu

\_\_\_\_\_  
(imza)

“ \_ ” \_\_\_\_\_ 201\_ -ci il

